

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**EVALUACIÓN DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA REMOCIÓN DE LA
DQO DE LA CORRIENTE DE FONDO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN
DESTINADA A LA PRODUCCIÓN DE METANOL**

Realizado por:

Zoraida del Carmen Castillo Guevara

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito
parcial para optar al título de

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, noviembre de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA REMOCIÓN DE LA
DQO DE LA CORRIENTE DE FONDO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN
DESTINADA A LA PRODUCCIÓN DE METANOL**

ASESORES

Ing. Quím. Milena Amundaraín., M.Sc
Asesor académico

Ing. Quím, Jorvic Vital
Asesor industrial

Puerto La Cruz, noviembre de 2010

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**EVALUACIÓN DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA REMOCIÓN DE LA
DQO DE LA CORRIENTE DE FONDO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN
DESTINADA A LA PRODUCCIÓN DE METANOL**

JURADO

Ing. Quím. Milena Amundaraín, MSc.

Asesor académico

Ing. Quím. Maritza Millán Silva, MSc

Jurado principal

Ing. Quím. Alexis Cova, MSc.

Jurado principal

Puerto La Cruz, noviembre de 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de Trabajos de Grado:

“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.

DEDICATORIA

A mi Dios Todopoderoso, por demostrarme que siempre ha estado conmigo en las buenas y en las malas, gracias DIOS MIO POR AYUDARME TANTO, a la Virgen y al espíritu santo por darme fuerzas cuando estaba decaída.

A mi Arcángel Miguel y San Vicente Ferre de los Montes mayores porque cada vez que salgo de mi casa son ustedes mis protectores.

A mi familia que ha sido de mucho apoyo y que cada paso que doy lo hago por ellos.

Zoraida Castillo

AGRADECIMIENTOS

Gracias a Dios Todopoderoso porque sé que si no fuera por él yo no estuviera en este mundo, y que todo momento que vivo, que he vivido me han hecho la persona que soy ahora. Señores recuerden que cuando uno se cae tenemos que levantarnos sea como sea tenemos que hacerlo porque debemos dar el ejemplo de luchar por lo que se quiere, no rendirse. Además de Dios, la persona que me ayudó a luchar por lo que quiero es quien también agradezco por su dedicación y apoyo una persona que con su amor ha creído en mi y es el regalo más lindo que Dios me ha podido dar que es mi madre, Vigdalina Guevara de Castillo, gracias a ti mamá por ser mi guía, apoyo y por hacer de mi una persona perseverante, luchadora y humilde.

Gracias a mis hermanos Pedro, Christie y Migdalia está más que decirle que los quiero mucho y pase lo que pase siempre seremos los mas locos y unidos de la familia, Pedro gracias por ser mi papá, por aquellos momentos que necesitaba un abrazo y allí estabas y por hacerme sentir inteligente jejeje, Christie la de carácter fuerte quien me enseñó a no callarme y en prepararme para ser alguien en el futuro, Migdalia porque cada vez que llegaba a la casa me recibía con cariño, enseñándome que no importa el tiempo en que tarden las cosas mientras creas en ello todo se puede y se logra, nosotros somos una muralla que nadie podrá derrumbar, a mi sobrina preciosa que es una lucecita que brilla siempre y me recuerda el niño que llevamos, a mi padre que aunque no esté cerca lo llevo en mi corazón recordándome que a donde quiera que vaya siempre mantenga los pies en la tierra, a mi abuelos que desde el cielo nos cuidan, gracias a todos ustedes por su apoyo.

A todas las instituciones que fueron partícipe de mi preparación académica, desde el Colegio a la Universidad, a mi maestra Miriam que con su amor y cariño se dedicó a mostrarme lo bonito de la enseñanza, a mi profesores de bachillerato y por supuesto a los de la universidad, en especial a la Profesora Milena por ser mi guía en este paso tan grande para mi, a cada sitio que visité, a cada rincón que lloré a esos momentos que Dios me regaló, gracias por todos.

Como no agradecerles aquellas personas que junto a mi vivimos momentos maravillosos, Karla Guerra mi querida hermanita que siempre será mi apoyo gracias amiga por cada momento vivido gracias, a Cristina Henríquez por ser mi amiga por quererme como soy y por haberme ayudado mucho con la tesis aunque no se sepa mucho de que se trata, su computadora si jejeje. A todos mis amigos por ser simplemente ellos mis amigos y quererme como soy: Junior, Zulivis, Ana María, Freya, Yolimar, Lourdarelys, Krizia, Eileen F, Mercedes, Quelin, Angelis, Laura, Guillermo, Francisco, Ramón, Daniel Franchesqui, Audrey, Julio M, Karina M, Cruzmelis, a mis amigos del liceo, del colegio.

A una persona que simplemente es mi amigo, mi compañero y uno de mis grandes apoyo, a ti Freddy Jesús porque sé que muchas cosas te las debo a ti, gracias por quererme y amarme y demostrarme que podía con esto y con muchas cosas más, que DIOS nos siga bendiciendo.

A mis compañeros de trabajo: Francisco V, Víctor Guacarán el personal de Sume al igual que el Lab. de Soca, a otra personita que quizás al principio me demostró rudeza logre ganarme su respeto, Jorvic Vital mi querido tutor jejeje que le saqué canas pero que al final su apoyo fue fundamental para lograr terminar esta etapa de mi vida.

No queda más que decirle que Dios es nuestro guía y que nunca lo olviden mantengámoslo en nuestras vidas y el nos guiará por el camino correcto, y si nos caemos recuerden “QUE POR ALGO PASAN LAS COSAS”, un fuerte abrazó para todos y éxitos en sus vidas, y mi consejo nunca decaigan porque el que persevera alcanza, siempre hay una recompensa.

Zoraida Castillo

RESUMEN

Para el periodo del 2009-2010 se realizó la instalación de una planta piloto para la reducción de la demanda química de oxígeno (DQO) de los efluentes líquidos provenientes del fondo de la columna de refinación C-4302 del proceso de obtención de metanol, en la empresa Supermetanol. La planta fue diseñada para reducir valores elevados de la DQO >8000 ppm, a una temperatura de 45 °C y dosis de un coagulante catiónico a 0,25 ppm, por medio de un tratamiento primario como es la clarificación y filtración, y la planta removería hasta un 80 % en DQO. En este proyecto se determinó la composición química del agua a tratar y el porqué mediante el tratamiento primario no fue posible alcanzar el porcentaje deseado de remoción en DQO ya que el agua al ser tratada seguía conteniendo cantidades considerables de materia orgánica que alteraba la DQO. Para cumplir con los requerimientos de la empresa de disminuir la DQO se realizaron una serie de propuestas para la remoción de la materia orgánica, sin variar completamente el diseño instalado en campo, resultando más eficiente la combinación de una prueba que implica la oxidación en la entrada con H₂O₂, coagulación, recirculación de lodo y oxidación en el tope con NaClO, obteniéndose resultados altamente satisfactorios, específicamente una remoción de 82,61% para la DQO, para un tiempo de residencia de 7,40 horas y dosis de 150 ppm de coagulante WT-95.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS.....	vi
RESUMEN.....	ix
CONTENIDO	x
LISTA DE TABLAS	xv
LISTA DE FIGURAS	xvii
CAPÍTULO 1 INTRODUCCIÓN	1
1.1 Reseña histórica de la empresa	1
1.2 Planteamiento del problema	5
1.3 Objetivos.....	7
1.3.1 Objetivo general	7
1.3.2 Objetivos específicos.....	7
CAPÍTULO 2 MARCO TEÓRICO	8
2.1 Antecedentes.....	8
2.2 Descripción del proceso de obtención de metanol en Supermetanol	10
2.2.1 Desulfuración y saturación del gas natural.....	10
2.2.2 Reformación y enfriamiento del gas de síntesis	10
2.2.3 Síntesis del Metanol	11
2.2.4 Purificación del Producto.....	11
2.2.5 Diagrama del proceso de obtención de Metanol	12
2.3 Sistema de efluentes en la planta Supermetanol.....	12
2.4 Agua residuales.....	14
2.4.1 Clasificación de las impurezas del agua.....	14

2.4.2 Composición de las aguas residuales industriales	15
2.5 Procesos del tratamiento de aguas residuales	17
2.5.1 Tratamiento primario	17
2.5.2 Tratamiento secundario	17
2.5.3 Tratamiento avanzado	18
2.6 Sistema disperso	18
2.6.1 Fuerzas de estabilidad	19
2.6.2 Fuerza de inestabilidad	19
2.7 Clarificación	21
2.7.1 Coagulación.....	21
2.7.1.1 Factores que afectan la coagulación.....	23
2.7.2 Floculación	24
2.7.2.1 Factores que afectan la floculación	25
2.7.3 Mecanismo de la separación de la materia orgánica mediante la coagulación y floculación.....	25
2.7.4 Sedimentación.....	26
2.7.4.1 Tipos de sedimentación	26
2.7.5 Dosificación de productos químicos	28
2.7.6 Filtración	29
2.7.6.1 Filtración por cartuchos	29
2.8 Unidades para la clarificación del agua	30
2.8.1 Método convencional.....	31
2.8.2 Contacto con sólidos con flujo ascendente	31
2.8.3 Homogeneización de caudales.....	32
2.8.4 Mezclado	33
2.8.5 Parámetros operativos	35
2.8.5.1 Tiempo de detención.....	35
2.8.5.2 Tasa de carga hidráulica	35
2.8.5.3 Intensidad de la mezcla.....	35

2.8.5.4 Recirculación de lodos	36
2.8.5.5 Purga de lodos	36
2.9 Tecnologías empleadas en el tratamiento avanzado de las aguas residuales	37
2.9.1 Oxidación química	37
2.9.1.1 Relación entre el poder de oxidación del cloro y el hipoclorito de sodio	38
2.9.2 Reducción de DBO y DQO con peróxido de hidrógeno (H ₂ O ₂) ...	39
2.9.2.1 Interferencia del H ₂ O ₂ al realizar el método analítico de DQO y DBO	40
2.9.2.2 Eliminación de interferencias debidas al H ₂ O ₂	40
2.9.3 Oxidación de alcoholes	40
2.9.2.3 Potencial Oxido- Reducción	41
2.10 Pruebas de jarras	42
CAPÍTULO 3.....	44
DESARROLLO DEL PROYECTO	44
3.1 Caracterización del agua residual proveniente de la torre de destilación C-4302.....	44
3.1.1 Identificación de la corriente en estudio	44
3.1.2 Caracterización del agua de alimentación de la planta piloto	45
3.2 Análisis del funcionamiento de la planta piloto	46
3.2.1 Parámetros de diseño de la planta piloto	46
3.2.2 Programa de tratamiento químico	47
3.2.2.1 Descripción del producto químico	47
3.2.3 Descripción del funcionamiento de la planta piloto.....	48
3.2.3.1 Métodos analíticos	49
3.2.3.2 Descripción de los equipos presentes en la planta piloto.....	53
3.2.3.3 Parámetros operacionales basados en el estudio de la planta.....	61

3.2.4 Eficiencia del sistema	67
3.3 Presentación de propuestas que permitan un mejor tratamiento de las aguas residuales	68
3.3.1 Pruebas de jarras	69
3.3.2 Automatización de la planta, implementando la relación del potencial oxido-reducción (ORP) versus la DQO	74
3.3.2.1 Relación de ORP versus DQO	75
3.3.3 Instalación de un tanque ecualizador para estabilizar las variaciones de la DQO y un tanque de mezcla lenta.....	79
3.3.4 Aplicación de un oxidante en el tanque ecualizador para la oxidación de la materia orgánica	84
3.3.4.1 Selección del agente oxidante.....	85
3.3.4.2 Determinación de la dosis del oxidante.....	86
3.3.4.3 Aplicación del H ₂ O ₂	87
3.3.5 Oxidación en el tanque ecualizador, recirculando el lodo generado en el clarificador	87
3.3.5.1 Determinación de la cantidad de lodo a recircular en la prueba piloto.....	88
3.3.6 Oxidación en el tanque ecualizador con recirculación, añadiendo un oxidante en el tanque de almacenamiento	90
3.3.6.1 Determinación de la dosis de oxidante.....	91
3.4 Selección de la propuesta más idónea para tratamientos del efluente	91
3.4.1 Estudio de los filtros	93
CAPÍTULO 4 DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	95
4.1 Caracterización del agua residual proveniente de la torre de destilación C-4302	95
4.2 Análisis del funcionamiento de la planta piloto	98

4.3 Presentación de propuestas que permitan un mejor tratamiento de las aguas residuales.....	103
4.3.1 Automatización de la planta, implementando la relación del potencial oxido-reducción (ORP) versus la DQO	104
4.3.2 Instalación de un tanque ecualizador para estabilizar las variaciones de la DQO y un tanque de mezcla lenta.....	108
4.3.3 Aplicación de un oxidante en el tanque ecualizador para la oxidación de la materia orgánica	112
4.3.4 Oxidación en el tanque ecualizador, recirculando el lodo generado en el clarificador.	117
4.3.5 Oxidación en el tanque ecualizador con recirculación, añadiendo un oxidante en el tanque de almacenamiento	121
4.4 Selección de la propuesta más idónea para tratamientos del efluente	126
4.4.1 Selección de la propuesta más idónea	126
4.4.2 Estudio de los filtros	130
4.4.2.1 Rendimiento del filtro tope del clarificador.....	130
4.4.2.2 Rendimiento del filtro fondo del clarificador.....	131
4.5 CONCLUSIONES	133
4.6 RECOMENDACIONES.....	133
BIBLIOGRAFÍA.....	135
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:.....	138

LISTA DE TABLAS

Figura 2.5 Esquema de la formación de puentes entre partículas en presencia de polímeros orgánicos (Metcalf&Eddy, 1995).	25
Tabla 2.1 Tipos de sedimentación que intervienen en el tratamiento del agua residual (Nalco, 2006).	27
Tabla 2.2 Poder oxidante de distintos agentes relativos al cloro (Walling, 1995).....	38
Tabla 3.1 Condiciones de diseño de la planta piloto (Vital, 2005).....	47
Tabla 3.2 Dimensiones del clarificador de la planta piloto.	55
Tabla 3.3 Dimensiones del tanque de almacenamiento de agua clarificada.....	57
Tabla 3.4 Caudal, tiempo de residencia y tiempo de mezcla rápida utilizados en la planta piloto.....	66
Tabla 3.5 Comportamiento de la planta piloto en la eficiencia de la DQO.	67
Tabla 3.6 Determinación del rango de dosis de WT-95.	71
Tabla 3.7 Determinación del rango de dosis con WT-95.	72
Tabla 3.8 Relación de ORP con la dosis de WT-95.....	76
Tabla 3.9 Rangos utilizados en la propuesta de la automatización de la planta piloto.....	77
Tabla 3.10 Data programada al PLC para un caudal de 2gpm y con el rango de dosis establecido por pruebas de jarras.....	79
Tabla 3.11 Caudales manejados en la planta piloto para mantener cinco (5) horas el agua en el tanque ecualizador.....	83
Tabla 3.12 Resultados de la prueba de jarra con recirculación de lodo.....	89
Tabla 3.13 Selección de la propuesta más idónea para tratamiento del efluente	92

Tabla 4.1 Caracterización de la corriente de entrada de la planta piloto.	95
Tabla 4.2 Cationes metálicos totales en el agua de entrada de la planta piloto.	97
Tabla 4.3 Otros parámetros fisicoquímicos analizados en el agua de entrada a la planta piloto.....	99
Tabla 4.4 Datos obtenidos en campo a condiciones de diseño.	102
Tabla 4.6 Selección de la propuesta más idónea	127

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación de Nalco en Venezuela (Nalco, 2001).....	3
Figura 1.2 Ubicación de la planta manufacturera de Nalco en Anaco, oficina principal en Caracas y con la industria (Nalco, 2001)	3
Figura 1.3 Empresa Supermetanol	4
Figura 2.1 Diagrama general del proceso de obtención de metanol de la empresa (Supermetanol, 1992).	12
Figura 2.2 Sistema de efluentes de la empresa Supermetanol	13
(Supermetanol, 1992).	13
Figura 2.3 Proceso de la coagulación en una partícula (Nalco, 2006).....	22
Figura 2.4 Proceso de floculación de las partículas (Nalco, 2006).	24
Figura 2.6 Zona de decantación en un sistema de sedimentación (Nalco, 2006).	28
Figura 2.7 Filtro de cartucho y portafolio (Sefiltra, 2010).	30
Figura 2.8 Equipo de tratamiento, método convencional (Nalco, 2006).....	31
Figura 2.9 Clarificador de tubo ascendente y contacto con sólidos, diseño con manto de lodo (Nalco, 2006).	32
Figura 2.10 Estructura molecular en la oxidación de los alcoholes (Wade, 1993).	41
Figura 2.11 Equipo de prueba de jarra (Pérez, 1991).....	43
Figura 3.1 Diagrama del sistema piloto en planta (Vital, 2005).....	45
Figura 3.2 Diseño original de la planta piloto.	46
Figura 3.3 Descripción de la planta piloto (Vital, 2005).....	51
Figura 3.4 Mezclador estático	54
Figura 3.5 a) Clarificador de la planta piloto b) Dimensiones del clarificador.....	55
Figura 3.6 Tanque de almacenamiento del producto químico.	56

Figura 3.7 Tanque de almacenamiento del agua clarificada.....	56
Figura 3.8 Bomba dosificadora.	57
Figura 3.9 Sensores de ORP/pH.	58
Figura 3.10 Bombas centrífugas	59
Figura 3.11 Rotámetros de bombas.....	59
Figura 3.12 Filtro de cartucho y portafolio.....	59
Figura 3.13 Panel de control de bombas con 3 medidores de ORP y una de pH.	60
Figura 3.14 Almacenador de data marca HOBO.	60
Figura 3.15 Vista de la dispersión presente en la prueba de jarra.....	72
Figura 3.16 Prueba de jarra con dosis de coagulante WT-95 sedimentadas.....	73
Figura 3.17 Corte de la jarra con 150 ppm de WT-95.....	73
Figura 3.18 Muestra de jarra con 300 ppm de coagulante WT-95.....	74
Figura 3.19 Relación de ORP vs DQO	76
Figura 3.20 Instalación del PLC en la planta piloto.....	77
Figura 3.21 Automatización de la planta piloto	78
Figura 3.22 Instalación de un tanque ecualizador y tanque de mezcla lenta.....	80
Figura 3.23 Instalación de tanque ecualizador y tanque de mezcla lenta en la planta piloto.....	81
Figura 3.24 Variación de la DQO del efluente a tratar en la planta piloto.	82
Figura 3.25 Diagrama de la aplicación del oxidante en el tanque ecualizador.	86
Figura 3.26 Diagrama de la aplicación del oxidante en el tanque ecualizador y recirculación de lodo.	88
Figura 3.27 Prueba de jarra con recirculación de lodo.....	89
Figura 3.28 Diagrama de la aplicación del oxidante en el tanque ecualizador y recirculación de lodo y oxidación en el tope.	90

Figura 4.1 Porcentaje de reducción de DQO en la planta piloto a dosis de 0,25 ppm de WT-95, variando el caudal	100
Figura 4.2 Vista del tanque de almacenamiento de agua clarificada a dosis de 0,25 ppm de WT-95.	103
Tabla 4.5 Monitoreo de los parámetros fisicoquímicos para la propuesta de la automatización de la planta piloto	105
Figura 4.3 Porcentaje de reducción de la DQO en la planta piloto empleando la automatización del ORP versus la DQO.	106
Figura 4.4 Monitoreo del ORP y DQO en la planta piloto.	107
Figura 4.5 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 120 ppm de WT-95.	109
Figura 4.6 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 150 ppm de WT-95.	110
Figura 4.7 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 200 ppm de WT-95.	111
Figura 4.8 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 250 ppm de WT-95.	111
Figura 4.9 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales dosis de 120 ppm de WT-95 y 120 ppm de H ₂ O ₂	114
Figura 4.10 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 150 ppm de WT-95 y 120 ppm de H ₂ O ₂	115
Figura 4.11 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 200 ppm de WT-95 y 120 ppm de H ₂ O ₂	116
Figura 4.12 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 250 ppm de WT-95 y 120 ppm de H ₂ O ₂	116
Figura 4.13 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 120 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ y 2% de recirculación.	118
Figura 4.14 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 150 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ y 2% de recirculación.	119

Figura 4.15 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 200 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ y 2% de recirculación.	119
Figura 4.16 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 250 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ y 2% de recirculación.	120
Figura 4.17 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 120 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ , 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.	122
Figura 4.18 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 150 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ , 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.	123
Figura 4.19 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 200 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ , 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.	124
Figura 4.20 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 250 ppm de WT-95, 120 ppm de H ₂ O ₂ , 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.	125
Figura 4.21 Eficiencia de la planta piloto a dosis de 150 ppm y caudal de 1 gpm.	128
Figura 4.22 Rendimiento del filtro tope del clarificador de la planta piloto.	131
Figura 4.23 Rendimiento del filtro tope del clarificador de la planta piloto.	132
Figura 4.24 Filtro del fondo en la corrida, a los 15 min (a) y a los 135 min (b).	132

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 Reseña histórica de la empresa

Nalco se fundó en 1928, a partir de la fusión de tres compañías de tratamiento de aguas ubicadas en el área de Chicago. La compañía tomó el nombre de Nacional Alluminate Corporation, de manera de reflejar el nombre de su producto que tenía el mayor volumen de ventas (aluminato de sodio) en el mercado de tratamiento de aguas. En 1959, el nombre se abrevió a Nalco. Las ventas de Nalco en 1929 llegaron a un millón de dólares y hoy en día están por el orden de los 1,4 millones de dólares, lo que convierte a Nalco en la compañía de tratamiento de aguas más grande del mundo.

En 1929, La Nacional Alluminate Corporation fundó una compañía en Texas, para la venta de aditivos para lodos de perforación, a las que dio el nombre de “Visco”. Este nombre tiene su origen en el producto más importante de esta compañía diseñado para bajar la viscosidad de los lodos de perforación, de hecho, viene de la palabra “viscosidad”. Esta compañía amplió su oferta de productos para incluir una amplia gama de productos para la industria petrolera, convirtiendo a esta industria en uno de sus mejores clientes (Nalco, 2001).

En 1933 estableció su primera planta de fabricación de químicos para petróleo en Sugar Land, muy cerca de Houston y sigue estando allí, aunque durante los años 70, se amplió para albergar a las oficinas y los laboratorios,

junto con la planta de fabricación. Desde entonces, el grupo de químicos de petróleo ha seguido creciendo y representa una de las áreas con mayor potencial para el crecimiento en el futuro. En 1969 dejó de utilizar el nombre de Visco para adoptar el nombre corporativo de Nalco y hoy en día, Nalco/Exxon es uno de los principales proveedores de químicos en la industria petrolera.

Nalco ingresa al mercado venezolano en 1959, trabajando en el Campo Petrolero Occidente. Las actividades más importantes en Venezuela se centran en las siguientes líneas de productos:

- Químicos para la producción de Petróleo
- Químicos para Refinería y Procesos
- Químicos para el Tratamiento de Aguas
- Químicos para Minería
- Químicos para Pulpa y Papel

En la figura 1.1 se muestra la ubicación de Nalco en Venezuela, en Caracas se encuentra la oficina principal referente a finanzas, compras, atención al cliente, recursos humanos y ventas, la planta para fabricación y almacenamiento de productos importados, está situada en Anaco estado Anzoátegui (figura 1.2). A menos de 70 km de las instalaciones de la Refinería Puerto La Cruz y garantiza una disponibilidad de productos inmediata, adicionalmente las oficinas de ventas están ubicadas en Barcelona que cuenta con el personal técnico y de ventas ubicadas en la avenida Jorge Rodríguez, Torre BVC piso 9 oficina 9G. Otras oficinas comerciales se encuentran en Maracaibo, Punto Fijo, Puerto Ordaz y Valencia.

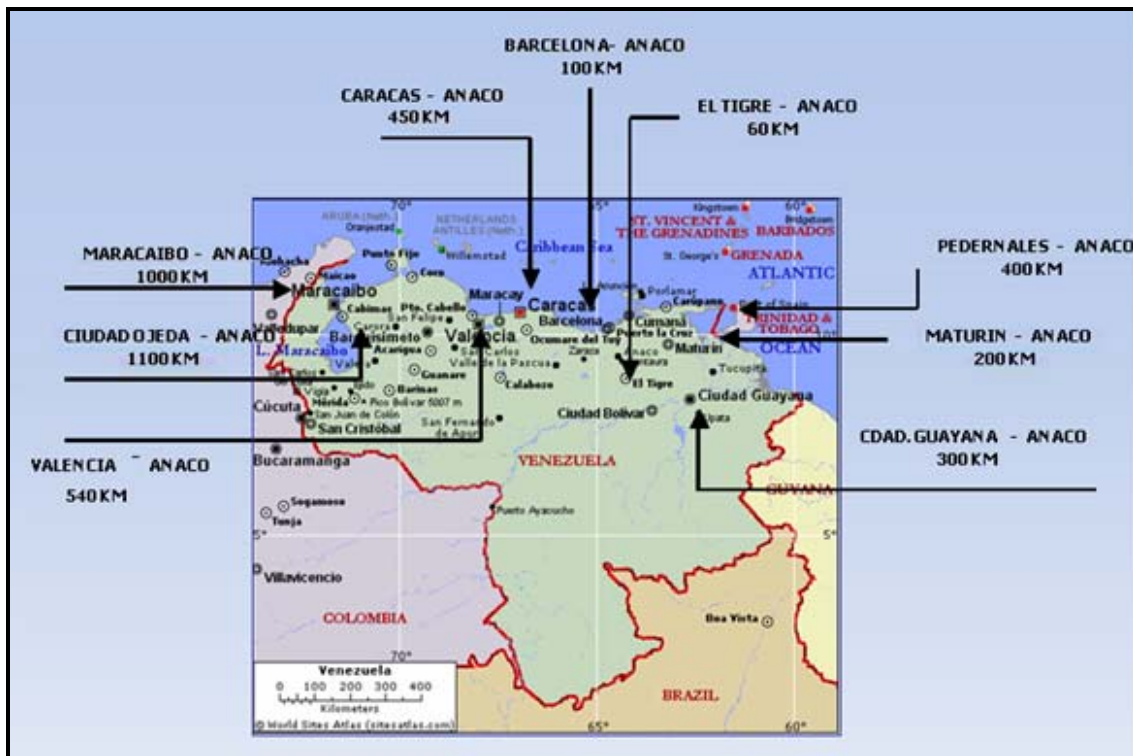


Figura 1.1 Ubicación de Nalco en Venezuela (Nalco, 2001).



Figura 1.2 Ubicación de la planta manufacturera de Nalco en Anaco, oficina principal en caracas y con la industria (Nalco, 2001)

Supermetanol, C.A., (figura 1.3) es una empresa que se crea dentro del contexto de Empresas Mixtas, cuyo proyecto propuesta originalmente era la de llevar adelante la construcción de una Planta de Metanol que produjera cerca de 2.000 toneladas métricas diarias de metanol de alta pureza. Gracias a las facilidades propicias que se dieron en Venezuela: alta disponibilidad de gas natural, medios de producción confiables, y el rápido y sencillo acceso a los principales mercados nacional e internacional, se dieron las condiciones perfectas para la construcción de la planta Supermetanol C.A.

Supermetanol C.A., es una empresa dedicada a la producción de Metanol de alta pureza a partir del gas natural, el cual constituye una de las principales fuentes para el desarrollo de la industria química. El metanol es extremadamente versátil ya que se utiliza como materia prima de diversos productos químicos, tales como: Formaldehído, Metil-terbutil-éter (MTBE), ácido acético, además es utilizado como solvente, combustible en procesos de congelación y deshidratación, y en la fabricación de resinas para materiales de construcción. La Planta de Supermetanol fue inaugurada el 18 de febrero de 1995, por el Presidente de la República, Dr. Rafael Caldera.



Figura 1.3 Empresa Supermetanol

1.2 Planteamiento del problema

Frecuentemente durante los procesos industriales las aguas son contaminadas con materia orgánica, metales y aceites que son desechados al ambiente. La principal razón por la cual es conveniente tratar dichos efluentes es reducir los efectos contaminantes de estos desechos al ambiente, ya que cada día aumenta el número de industrias que generan desechos contaminantes, que crean problemas a fuentes de agua a ser utilizados por el hombre, animales y plantas.

SUPERMETANOL, C.A., es una empresa petroquímica ubicada en el complejo petrolero y petroquímico José Antonio Anzoátegui ubicado en José, estado Anzoátegui, encargado de producir metanol a partir del gas natural, dentro de su proceso productivo se generan efluentes líquidos que llegan a una piscina de igualación (W-6403), esta piscina es acondicionada a una temperatura de 32°C y luego es descargado al mar. Los afluentes de esta piscina son: fosa W-4601, piscina de neutralización W-5101, y condensados del tambor de mechorio, piscina W-6401. En el año 2005, Nalco Venezuela C.A realizó una evaluación al sistema de efluentes, determinándose que el aporte más significativo de contaminación se presentaba en los líquidos del fondo de la columna de destilación (C-4302) arrojando valores de la demanda química de oxígeno (DQO) > 8000 ppm, esta corriente que llega a la fosa de descarga W-4601 afecta directamente a la fosa final de descarga, según el decreto 883 referente a las normas para la clasificación y el control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos (Decreto 883,1995), la DQO en el efluente final no debe superar los 350 ppm para poder cumplir con el valor máximo permitido por el Ministerio del Poder Popular para el Ambiente (MINAMB). Por tal motivo se desarrolló un proyecto para evaluar las mejores opciones de tratamientos aplicables a la

corriente de fondo de la columna, diseñando una planta piloto que permita reducir la DQO de la corriente de fondo (C-4302), basándose en una etapa de coagulación, clarificación y filtración con la finalidad de disminuir los valores de DQO hasta un 80 %. Actualmente las condiciones de la corriente de fondo han cambiado por lo tanto el diseño original de la planta piloto necesita ser mejorado a las nuevas variaciones para remover la DQO a los niveles deseados.

En la planta piloto diseñada originalmente, las aguas residuales serán sometidas a tratamientos químicos y se estudiará la eficiencia de remoción de DQO en el sistema, tomando en cuenta parámetros como: la dosificación de químico, tiempo de residencia, así como también realizar las mejoras en el diseño con la finalidad de determinar las condiciones de operación actuales donde se logre obtener la remoción de DQO requerido en la planta.

Este proyecto tiene la particularidad que el agua residual tratada viene de un proceso de destilación de metanol, por lo tanto por encontrarse en un proceso dinámico presentará trazas de alcoholes y un conjunto de subproductos que son difíciles de tratar por su toxicidad en el agua y se espera que esta materia orgánica que origina el aumento de DQO, en su mayoría se separe por medio de tratamientos químicos y operacionales en la planta piloto. Con este trabajo de grado se pretende obtener los parámetros de diseño para el proyecto de la planta de tratamiento de las aguas efluentes de la torre de destilación de una industria para resolver el problema ambiental creado en la fosa de descarga W-4601.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Evaluar una planta piloto para la remoción de la DQO de la corriente de fondo de una torre de destilación destinada a la producción de metanol.

1.3.2 Objetivos específicos

1. Realizar la caracterización del agua residual proveniente de la torre de destilación C-4302.
2. Analizar el funcionamiento de la planta piloto.
3. Presentar propuestas que permitan un mejor tratamiento de las aguas residuales.
4. Seleccionar la propuesta más idónea para tratamientos de este efluente.

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

- Cabello (2004), llevó a cabo una evaluación de las unidades de sedimentación y filtración en las plantas potabilizadoras José Antonio Anzoátegui y el Rincón, efectuando balances de materia que permitieron determinar el consumo de aluminio y cloro. Por medio del análisis estadístico estudió los parámetros de calidad del agua durante varios meses de sequía y lluvia, encontrándose las más altas variaciones de los mismos en el periodo lluvioso. Recomendó mejorar los procesos de coagulación en la planta José Antonio Anzoátegui, ya que la falta de un agitador mecánico incide negativamente en la mezcla de las sustancias químicas que se dosifican en el proceso de potabilización del agua cruda y también recomendó optimizar el proceso de floculación en ambas plantas.
- Pino (2003), realizó un estudio sobre dosificación de coagulantes y su influencia en las operaciones de coagulación y filtración en las plantas potabilizadoras José Antonio Anzoátegui y El Rincón. Concluyó que en el período de lluvia los parámetros de calidad del agua presentan un aumento significativo de color y turbidez tanto en la fuente de abastecimiento como en el agua potabilizada, ocasionando así un aumento en el gasto de coagulante con respecto a la época de sequía, y que la remoción de color y turbiedad en las operaciones unitarias de sedimentación y filtración también es mayor durante los meses de lluvia.

- Peña (2001), estudió la influencia de varios coagulantes en los procesos de coagulación y floculación, las condiciones de trabajo de cada una de las operaciones que intervienen en el tratamiento de agua y realizó un estudio de costos en la aplicación de estos reactivos. Los químicos evaluados fueron: sulfato de aluminio sólido marrón y líquido de la empresa FERRALCA, sulfato sólido blanco de la empresa ácidos y minerales y policloruro de aluminio de HESSA QUIMICA. Concluyó que los coagulantes influyen en la calidad del agua potabilizada, ya que el sulfato de aluminio blanco y el líquido generan poco hierro residual y el policloruro de aluminio produce bajo contenido de aluminio residual en el agua, y las buenas condiciones de las unidades de operación que intervienen en la potabilización influyen en la calidad del agua producida.
- Olivares (1999), evaluó el tratamiento químico del agua cruda (con el coagulante sulfato de aluminio y gas cloro como desinfectantes) y las operaciones de cada equipo de la planta potabilizadora José Antonio Anzoátegui y comparó con las condiciones de diseño. Concluyó que la eficiencia del sistema de filtración disminuye en época de lluvia. Además, menciona que hasta ese momento sólo se habían rehabilitado los coaguladores-floculadores y se sustituyeron las válvulas de los filtros, haciéndose mayor énfasis al mantenimiento correctivo que al preventivo.

Este proyecto al igual que en los proyectos expuestos anteriormente se estudiará la planta con el fin de mejorar su rendimiento en tratamiento, observando los parámetros necesarios para lograr la remoción de la materia orgánica, sin embargo se diferencia en la búsqueda de remover la materia orgánica por diferentes propuestas para lograr la mayor eficiencia, tomando en cuenta la composición del agua, equipos presentes y tratamiento.

2.2 Descripción del proceso de obtención de metanol en Supermetanol

En el proceso para la obtención del metanol se emplea gas natural como materia prima. La planta cuenta con cuatro secciones principales:

- Desulfuración y saturación del gas natural.
- Reformación y enfriamiento del gas de síntesis.
- Síntesis de metanol.
- Purificación del producto

A continuación se describe brevemente, cada uno de los procesos que se llevan a cabo (Supermetanol, 1992):

2.2.1 Desulfuración y saturación del gas natural

El gas natural rico en metano CH_4 y con óxidos de carbonos, contiene además pequeñas cantidades de compuestos de azufre los cuales deben ser removidos antes de que el gas sea admitido al Reformador, para evitar envenenamiento del catalizador. El gas natural es entonces alimentado a la sección de HDS (hidrodesulfuración) en donde en un primer reactor, los compuestos de azufre son convertidos en sulfuro de hidrógeno (H_2S) en presencia de un catalizador de óxido de níquel y óxido de molibdeno soportado en alúmina. Posteriormente, la corriente de salida de este reactor rica en H_2S , pasa a uno o dos recipientes con catalizador de óxido de zinc, en donde el H_2S es absorbido sobre el óxido de zinc.

2.2.2 Reformación y enfriamiento del gas de síntesis

La corriente desulfurada es saturada con agua y posteriormente mezclada con el vapor requerido para la reformación. En esta etapa

(producción de gas de síntesis) y en presencia de un catalizador de níquel, el vapor reacciona con los hidrocarburos gaseosos produciendo un gas reformado (gas de síntesis) constituido por CO_2 , CO , H_2 , CH_4 . Esta reacción requiere de gran cantidad de calor (reacción endotérmica) el cual es suministrado por quemadores que utilizan gas natural y gas de purga proveniente de la sección de síntesis como combustible. El gas de síntesis sale de esta sección a aproximadamente $880\text{ }^\circ\text{C}$, lo cual se aprovecha para producir vapor (en una caldera de recuperación de calor) y proveer el calor necesario en el resto del proceso (proceso de recuperación de calor o enfriamiento del gas reformado).

2.2.3 Síntesis del Metanol

Después del proceso de recuperación de calor, el gas de síntesis es comprimido desde $16\text{ kg/cm}^2\text{g}$ hasta $84\text{ kg/cm}^2\text{g}$ en dos etapas de compresión con el propósito de acondicionar este gas para luego ser alimentado al reactor de síntesis de metanol en donde se producirá el metanol crudo. La síntesis del metanol se realiza a una presión cercana a los $82\text{ kg/cm}^2\text{g}$ y temperaturas de aproximadamente $240\text{ }^\circ\text{C}$ sobre un catalizador de cobre/zinc. Otros de los productos de esta sección de síntesis, además de metanol, es agua y gas de purga (rico en H_2) el cual es usado como reciclo al reactor, como combustible y como parte de la alimentación a la sección de HDS (Supermetanol, 1992).

2.2.4 Purificación del Producto

El metanol crudo es ahora alimentado a la sección de purificación que consta de dos columnas de destilación. En la primera el metanol crudo es despojado de los compuestos livianos y el resultado de esta primera

destilación es un metanol mezclado con agua. En la segunda etapa de purificación, la mezcla metanol-agua es alimentada a otra columna de destilación en donde se separa el agua del metanol resultando un metanol con un porcentaje de pureza $> 99,85$ %peso. Este metanol es el resultado final de todo el proceso y es almacenado en tanques fabricados para tal fin.

2.2.5 Diagrama del proceso de obtención de Metanol

Se muestra simplificado en diagrama de bloques el proceso de obtención de metanol, según las etapas antes descritas en la figura 2.1

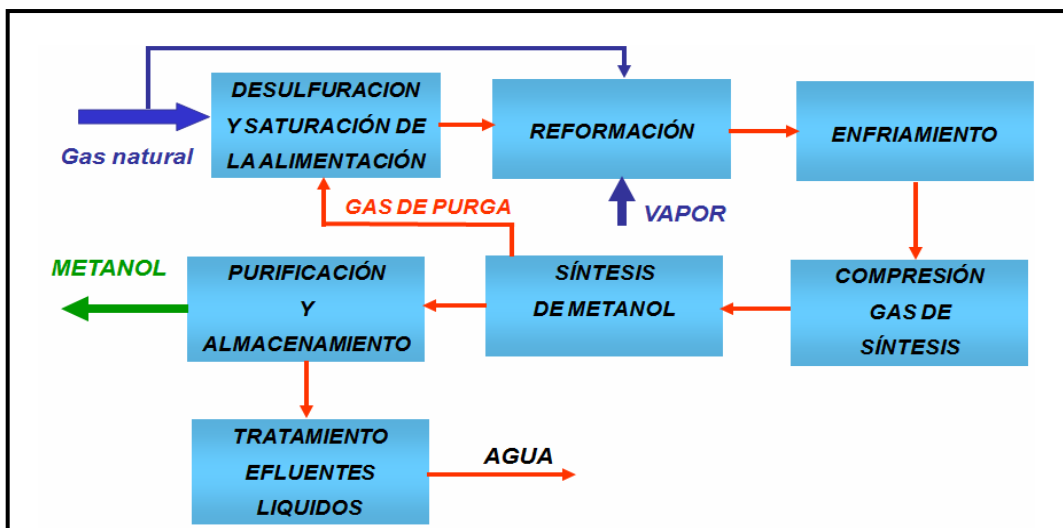


Figura 2.1 Diagrama general del proceso de obtención de metanol de la empresa (Supermetanol, 1992).

2.3 Sistema de efluentes en la planta Supermetanol

Todos los efluentes de procesos (figura 2.2) llegan a la piscina de igualación W-6403, esta fosa opera a una temperatura de 55°C y el efluente a enfriar es enviado a una torre de enfriamiento E-6401 acondicionando el

efluente a una temperatura de 32 °C, una parte del efluente enfriado es recirculado a la W-6403 y el resto descargado al mar.

Los influentes de la piscina W-6403 son:

1. Fosa W-4601
2. Condensados del tambor de mecurio
3. Piscina W-6407
4. Planta Demi
4. Fosa 6401

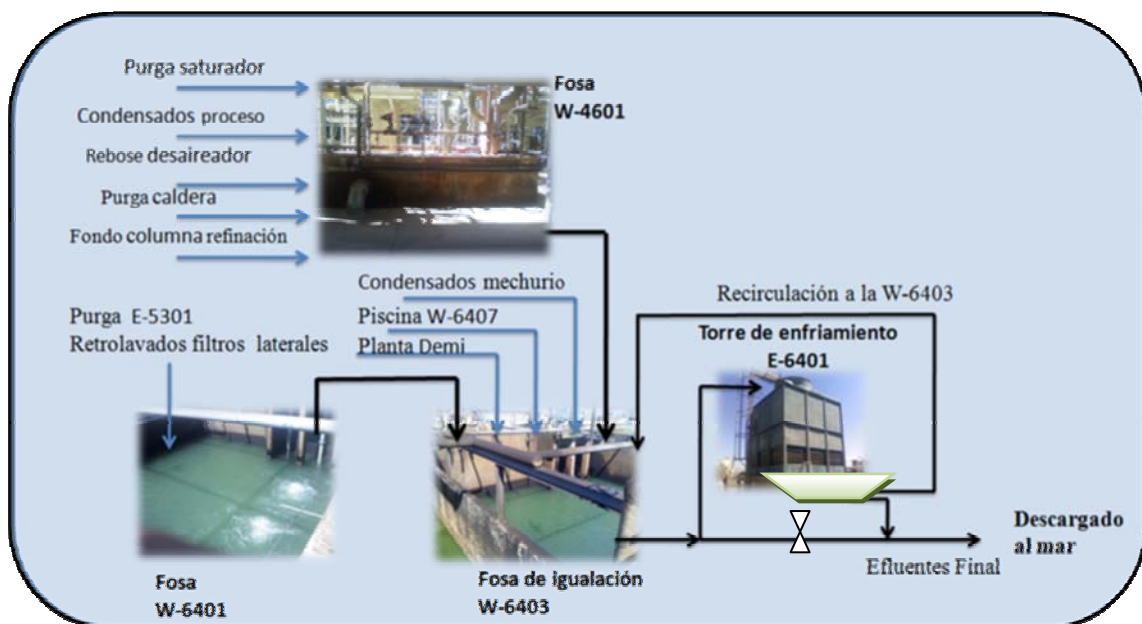


Figura 2.2 Sistema de efluentes de la empresa Supermetanol (Supermetanol, 1992).

El único tratamiento químico que presenta el sistema de efluentes de la empresa, es la aplicación de un biocida oxidante en la fosa W-6403 para controlar el crecimiento microbiológico.

2.4 Agua residuales

Los efluentes líquidos producto de la actividad industrial, así como los efluentes líquidos del alcantarillado municipal se considera “agua residual”. Típicamente, el agua residual contiene una mezcla compleja de sólidos y sustancias, resultantes del uso del agua. Para reducir los efectos perjudiciales que podrían producir esa agua residual y sus componentes contaminantes, es necesario un tratamiento (Nalco, 2006).

Entre las razones principales para aplicar el tratamiento de aguas residuales están las siguientes:

- Reducción de la contaminación existente en la corriente.
- Expansión o aumentos de producción de una planta industrial.
- Reutilización del agua.
- Recuperación y reutilización de productos.
- Reducción en las descargas masivas.
- Reducción de la descarga de desechos tóxicos y peligrosos.
- Evitar la propagación de enfermedades hídrica.

2.4.1 Clasificación de las impurezas del agua

El agua residual se caracteriza por tener impurezas en su composición, las cuales se pueden clasificar como (Polar, 1999):

- Sustancias disueltas (menores a 10 nanómetros): generalmente son aniones y cationes, parte de la materia orgánica se encuentra disuelta. Los gases también se encuentran disueltos (O_2 , CO_2 , H_2S).
- Partículas coloidales (menores a 1 micrómetro): son sólidos suspendidos del mismo origen a los anteriormente descritos pero de

menor tamaño y con un tiempo de decantación sumamente bajo. También son responsables de la turbidez y el color del agua.

- Sólidos suspendidos (mayores a 1 micrómetro): son de origen mineral (arena y arcilla) u orgánico (productos resultantes de la descomposición de la materia vegetal o animal, como los ácidos húmicos y fúlvicos). Sumado a esto, se encuentran los microorganismos como las bacterias, el plancton, algas y virus. Estas sustancias son las responsables de la turbidez y el color del agua (Polar, 1999).

2.4.2 Composición de las aguas residuales industriales

Los siguientes componentes de un agua residual pueden ser de interés para el control de la contaminación industrial en el tratamiento de sus efluentes líquidos, dependiendo de la naturaleza de la industria y los materiales desechados.

- Sólidos en suspensión añaden turbiedad, materia sedimentable y condiciones indeseables a las aguas. Si es material orgánico, contribuirá al aumento de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y la demanda química de oxígeno (DQO) en las corrientes receptoras.
- Materia orgánica soluble típicamente causa agotamiento del oxígeno disuelto en las aguas receptoras del oxígeno disuelto en las aguas receptoras.
- Indicios de contaminantes orgánicos pueden comunicar sabores y olores indeseables a las aguas receptoras usadas para el suministro de agua potable; pueden ser tóxicos para la vida acuática.

- Color y turbiedad los componentes presentes en algunas aguas industriales en pequeñas concentraciones pueden degradar la calidad del agua receptora, afectando la estética y la vida acuática.
- Sustancias orgánicas refractarias pueden contribuir a la contaminación de la corriente causando espuma, toxicidad y resistencia a la biodegradación.
- Aceite y materia espesas pueden degradar la vida acuática en pequeñas cantidades. Pueden causar problemas estéticos, de sabor y de olor en suministros de agua.
- Temperatura el agua más caliente o más fría que la temperatura ambiente puede perjudicar a la vida acuática. Influye en la solubilidad de las sales, y sobre todo en la de los gases y en la disociación de las sales disueltas, y por lo tanto en la conductividad eléctrica y en el pH del agua (Nalco, 2006).
- pH mide la concentración de iones hidrógeno en el agua. Un pH elevado indica una baja concentración de iones H^+ , y por lo tanto una alcalinidad del medio. Por el contrario, un pH bajo indica una acidificación del medio.
- Potencial de óxido-reducción (ORP) de un agua es el logaritmo decimal, cambiado de signo, de la presión (en atmósfera) del hidrógeno gaseoso en equilibrio con el hidrógeno molecular disuelto en la solución. Es un parámetro o indicador que permite hacer observaciones interesantes en las estaciones de depuración. Las aguas residuales urbanas y muchas procedentes de industrias agroalimentarias, recién recolectadas, tienen un ORP aproximado a 100mV. Los valores comprendidos entre 15 y 25 mV caracterizan un medio aerobio que favorece la oxidación de los compuestos orgánicos. Valores de ORP inferiores a 13 mV caracterizan medios reductores (Seoanez, 2004).

- La DQO o demanda química de oxígeno es la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar toda la materia orgánica y oxidable presente en un agua residual. Es por tanto una medida representativa de la contaminación orgánica e inorgánica de un efluente siendo un parámetro a controlar dentro de las distintas normativas de vertidos (Seoanez, 2004).

2.5 Procesos del tratamiento de aguas residuales

Los métodos desarrollados para el tratamiento de aguas residuales se pueden agrupar en categorías como operaciones y procesos unitarios, de acuerdo con la naturaleza física y química del material a eliminar. Los procesos que se incluyen en el tratamiento de las aguas residuales son muy diversos y dependen de tipo de efluente a tratar y del destino que se le vaya a dar a las aguas tratadas. En general se puede dividir el tratamiento de las aguas residuales en tres etapas principales (Nalco, 2006):

2.5.1 Tratamiento primario

El tratamiento primario es un proceso físico destinado a eliminar la mayor parte de los sólidos sedimentables. En una planta municipal típica, del 40 al 60 % de todos los sólidos se eliminan en el tratamiento primario. La eficiencia de este tratamiento varía, dependiendo de la naturaleza de los sólidos a eliminar.

2.5.2 Tratamiento secundario

El tratamiento secundario consiste en alguna forma de oxidación biológica. En una planta típica de tratamiento secundario de aguas

residuales, el efluente de los clarificadores primarios recibe este tratamiento adicional. El tratamiento secundario tradicional depende de organismos aeróbicos y anaeróbicos para la descomposición biológica de materia orgánica soluble en sólidos inorgánicos o sólidos orgánicos estables que se sedimentan fácilmente.

2.5.3 Tratamiento avanzado

El tratamiento avanzado de aguas residuales, a veces llamado "tratamiento terciario", trata el efluente de los clarificadores secundarios hasta que satisface requisitos específicos, entre los procesos típicos se tienen la filtración en lecho granular, columna de carbón activado, intercambio iónico, clarificadores terciarios, lagunas y eliminación del fósforo (Nalco, 2006).

2.6 Sistema disperso

Un sistema disperso es el que contiene dos o más fases, en el cual una fase se encuentra intrínsecamente en la otra. La fase contenida se le llama dispersa y la que contiene se le llama medio de dispersión. En este caso, el sistema disperso que interesa es el de partículas sólidas en agua, específicamente las coloidales, cuyo tamaño está entre 0,1 a 10 micras aproximadamente. Estas partículas tienen ciertas propiedades que impiden la colisión y unión entre ellas, formación de agregados más grandes y por tanto la sedimentación de las mismas (Arboleda, 2000).

Sus características son:

- Carga superficial muy alta.
- Relación superficie/masa muy alta.

Esto hace que los tiempos de sedimentación sean muy largos y por tanto física y económicamente imprácticos.

2.6.1 Fuerzas de estabilidad

Por estabilidad se entiende la propiedad inherente de las partículas coloidales a permanecer en dispersión durante mucho tiempo, mientras que por inestabilidad se expresa la tendencia de dichas partículas a flocularse siempre que entren en contacto entre sí. En los sistemas de coloides hidrófilos, se admite que el mantenimiento de la estabilidad se debe al fenómeno de hidratación, es decir las moléculas de agua atraídas hacia la superficie de las partículas forman una barrera que impide el contacto entre éstas. La estabilidad de las partículas hidrófobas se debe en gran parte al fenómeno de la doble capa eléctrica, esta teoría postula que dichas partículas suspendidas en el agua, tienen en su superficie, carga eléctrica (generalmente negativa) que atrae iones de carga opuesta de los que se encuentran en el agua. Se forma entonces a su alrededor una capa de iones de carga contraria (denominados contraiones) que se mantienen cerca de la partícula por efecto de las fuerzas electrostáticas.

2.6.2 Fuerza de inestabilidad

Mientras que los fenómenos anteriormente descritos contribuyen a la estabilidad de las partículas, existen fuerzas que trabajan en sentido opuesto, determinando que éstas se desestabilicen o floculen. Los factores que influyen en la inestabilidad de los coloides son fundamentalmente dos (Arboleda, 2000):

- El movimiento browniano: es una evidencia experimental el que partículas con diámetros del orden de 10^{-6} m o menores, en el seno del agua, se encuentran en un constante movimiento rápido, desordenado y al azar. La obtención de la energía para dicho movimiento se da por las colisiones de las partículas con las moléculas de agua y por la temperatura del medio, todo este movimiento contribuye a la estabilidad, pero supone una probabilidad de contacto entre las partículas cuyo aglutinamiento en agregados mayores dependerá de la desestabilización electrostática. Así es posible fomentar las colisiones entre partículas estableciendo gradientes hidráulicos, es decir, recurriendo a la mezcla o creando zonas de turbulencia, no obstante al aumentar el tamaño de la partícula, el movimiento browniano llega a ser despreciable.
- Las fuerzas de London- Van der Waals: pueden describirse como una fuerza atómica cohesiva que existen entre todos los átomos, atrayendo cada uno a todos los demás. Aunque, generalmente, se considera que el radio de acción de esta fuerza es de un orden reducido, en el caso de las partículas coloidales, por efecto de agregación, este radio se amplía hasta dimensiones comparables con las de la partícula coloidal. Si las fuerzas eléctricas de repulsión entre las partículas se reducen en grado suficiente como para permitir que éstas establezcan contactos entre sí (favorecidas por el movimiento browniano), las fuerzas de London- Van der Waals permitirán que las partículas se adhieran unas a otras, lo que se traduce en una aglomeración progresiva de las mismas (floculación). La evidencia experimental, en la actualidad, es que la coagulación (y posterior floculación) de coloides en el agua se logra bastante antes de que el potencial Z se reduzca a cero, ya que este valor suele oscilar entre -5 y -10 mV. La estabilidad de una suspensión coloidal depende del balance existente entre las fuerzas de atracción y repulsión.

Con el fin de desestabilizar la suspensión y promover la aglomeración de los coloides, es necesario reducir las fuerzas electrostáticas de repulsión, lo cual se logra a través del proceso de coagulación. Es posible decir que las partículas sólidas de una dispersión están en movimiento constante, y por lo tanto, tienen la energía suficiente para vencer la repulsión y lograr la desestabilización del sistema. Los sistemas coloidales con alta repulsión y baja energía cinética coagularán muy lentamente. En caso contrario, coagularán rápidamente (Arboleda, 2000).

2.7 Clarificación

La clarificación es uno de los métodos más empleados de separación de sólidos-líquido. La eliminación de una gran proporción de estas impurezas se lleva a cabo por sedimentación, sin embargo, debido a que muchas de las impurezas son demasiado pequeñas para obtener un proceso de eliminación eficiente por sedimentación basado sólo en la gravedad, es necesario usar una unidad de clarificación donde la eficiencia de la separaciones se incrementa a través de los pasos siguientes: coagulación, floculación y sedimentación (Metcalf &Eddy, 1995).

Para romper la estabilidad de las partículas coloidales y poderlas separar, es necesario estudiar tres operaciones siendo éstas: la coagulación, floculación y sedimentación.

2.7.1 Coagulación

También conocida como desestabilización, se pone en evidencia, cuando por algún mecanismo, tal como la adición de un ion de carga opuesta

a la de la capa fija, se logra neutralizar la carga de la partícula, eliminando o reduciendo de esta manera la causa que impide el acercamiento entre partículas.

Existen dos tipos de coagulante que pueden ser utilizadas para la neutralización de dichas cargas (Nalco, 2006):

- Coagulante inorgánicos: se utilizan sales de hierro y aluminio para la neutralización de las cargas. Adicionalmente estas sales se hidrolizan y forman precipitados insolubles que tienden a atrapar partículas en suspensión y ayudar en el proceso de clarificación.
- Polímeros coagulantes orgánicos: son sustancias orgánicas de alto peso molecular y alta densidad de carga. Dependiendo del tipo de agua a tratar pueden sustituir parcial o totalmente el uso de sales inorgánicas. Este tipo de sustancias permite disminuir los niveles de lodos generados en el proceso (Nalco, 2006).

En la figura 2.3 muestra el proceso de la coagulación en una partícula

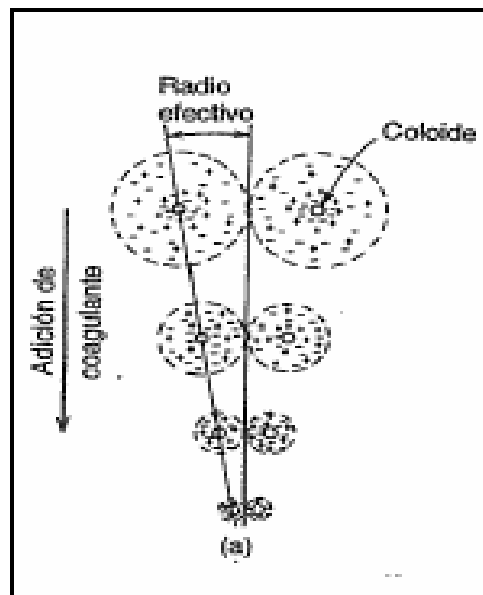


Figura 2.3 Proceso de la coagulación en una partícula (Nalco, 2006)

2.7.1.1 Factores que afectan la coagulación

Existen varios factores que afectan la coagulación, estos son (Betz, 2002; Lipesa, 1998; Nalco, 2006):

- Velocidad de distribución de los cationes o polímeros coagulantes.
- Velocidad de colisión de las partículas desestabilizadas.
- Intensidad de mezclado, normalmente conocido como gradiente de velocidad (G).
- Influencia del pH

El pH es la variable más importante a tener en cuenta al momento de la coagulación, para cada agua existe un rango de pH óptimo para la cual la coagulación tiene lugar rápidamente, ello depende de la naturaleza de los iones y de la alcalinidad del agua. El rango de pH es función del tipo de coagulante a ser utilizado y de la naturaleza del agua a tratar (Nalco, 2006).

- Influencia de la temperatura

La variación de la temperatura del agua conduce a la formación de corrientes de densidad de diferentes grados que afectan a la energía cinética de las partículas en suspensión, por lo que la coagulación se hace más lenta; temperaturas muy elevadas desfavorecen igualmente a la coagulación. Una disminución de la temperatura del agua en una unidad de decantación conlleva a un aumento de su viscosidad; esto explica las dificultades de la sedimentación de un flóculo (Nalco, 2006).

2.7.2 Floculación

El proceso por el cual las partículas desestabilizadas se unen para formar agregados más grandes (densos y pesados) se denomina floculación. Durante la floculación de las cargas, ocurre que se unen las partículas para formar flóculos. Si la floculación no es suficientemente rápida, se utilizan los ayudantes de floculación (Nalco, 2006). La figura 2.4 se observa el proceso de floculación de las partículas.

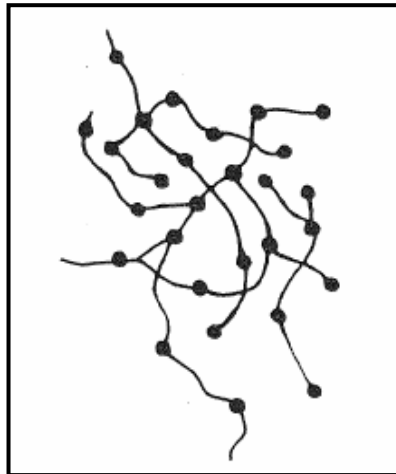


Figura 2.4 Proceso de floculación de las partículas (Nalco, 2006).

La figura 2.5 muestra el mecanismo de formación cuando se utiliza un coagulante polimérico y la formación del floculo.

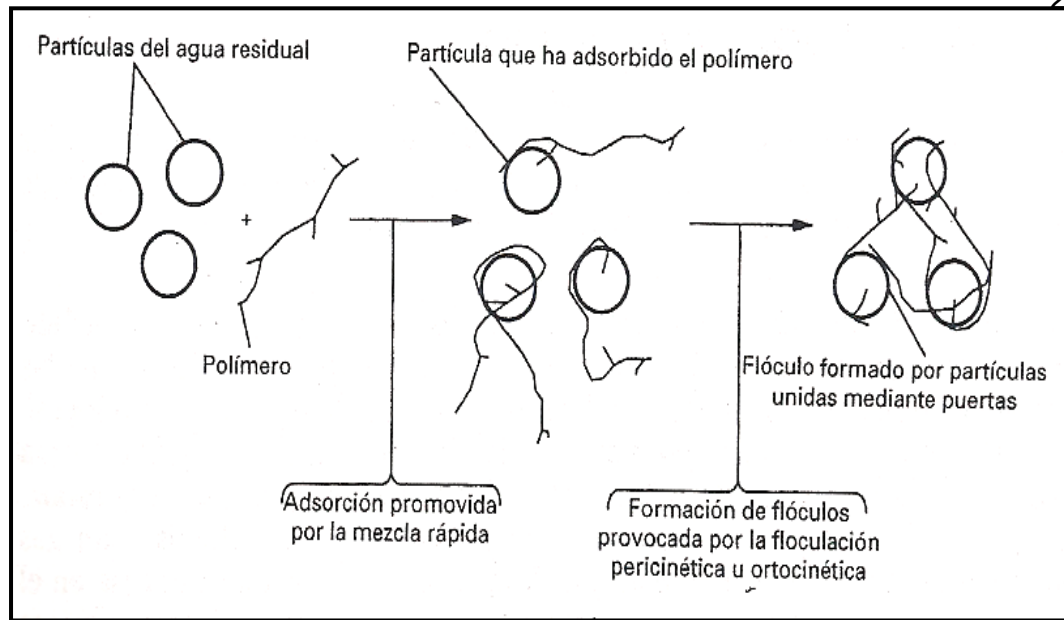


Figura 2.5 Esquema de la formación de puentes entre partículas en presencia de polímeros orgánicos (Metcalf&Eddy, 1995).

2.7.2.1 Factores que afectan la floculación

Los factores que afectan la floculación son (Geyer, et al, 1998; Lipesa, 1995; Lipesa, 1998):

- La intensidad de la energía de mezclado (G), debido a que afecta directamente el número de colisiones.
- El tiempo de floculación.
- Turbidez muy baja en el agua disminuye el número de colisiones y como consecuencia disminuye la floculación
- La temperatura baja disminuye la eficiencia de la floculación debido a que disminuye la energía cinética y aumenta la viscosidad.

2.7.3 Mecanismo de la separación de la materia orgánica mediante la coagulación y floculación

Existen dos principales mecanismos que han sido considerados en los últimos años para el control de la materia orgánica mediante la coagulación y floculación, siendo estos la precipitación y adsorción, propuestos para rangos de pH separados, a pH bajo se presenta la precipitación, mientras que a pH alto (mayor a 6,5) se produce la adsorción (Gregor, 1994).

2.7.4 Sedimentación

Es la separación por gravedad de los flóculos, que se depositan en el fondo del tanque de sedimentación o tanque de asentamiento. Básicamente la teoría de la sedimentación es la teoría del efecto de la gravedad sobre las partículas suspendidas en un líquido de densidad menor. Bajo la influencia de la gravedad, cualquier partícula con una densidad mayor de 1,0 se asentará en el agua a una velocidad creciente hasta que la resistencia del líquido iguale el peso efectivo de la partícula (Arboleda, 2000).

2.7.4.1 Tipos de sedimentación

Basándose en la concentración de las partículas y su tendencia a la interacción, pueden ocurrir cuatro tipos de sedimentación. Los fenómenos de sedimentación están descritos en la tabla 2.1 y se muestran en la figura 2.6. Durante una operación de sedimentación, normalmente ocurre más de un tipo de sedimentación al mismo tiempo; incluso pueden ocurrir los cuatro simultáneamente.

Tabla 2.1 Tipos de sedimentación que intervienen en el tratamiento del agua residual (Nalco, 2006).

Tipo de sedimentación	Descripción	Aplicación / ocurrencia
De partículas discretas (clase 1)	Se refiere a la sedimentación de partículas en una suspensión con baja concentración de sólidos. Las partículas sedimentan como entidades individuales.	Eliminación de arenas del agua residual.
Floculante (clase 2)	Se refiere a una suspensión bastante diluida de partículas que se agregan, o floculan, durante el proceso de sedimentación.	Eliminación de una fracción de sólidos en suspensión del agua residual bruta en los tanques de sedimentación primaria, y en la zona superior de los decantadores secundarios.
Retardada, o zonal (clase 3)	Se refiere a suspensiones de concentraciones intermedias en las que las fuerzas entre partículas son suficientes para entorpecer la sedimentación de las partículas vecinas. Las partículas tienden a permanecer en posiciones relativas fijas, y la masa de partículas sedimenta como una unidad.	Se presenta en los tanques de sedimentación secundaria empleados en las instalaciones de tratamiento biológico.
Compresión (clase 4)	Sedimentación en la que las partículas están concentradas de tal manera que se forma una estructura, y la sedimentación solo puede tener lugar como consecuencia de la compresión de esta estructura líquido sobrenadante.	Generalmente se produce en las capas inferiores de una masa de lodo de gran espesor, tal como ocurre en el fondo de los decantadores secundarios profundos.

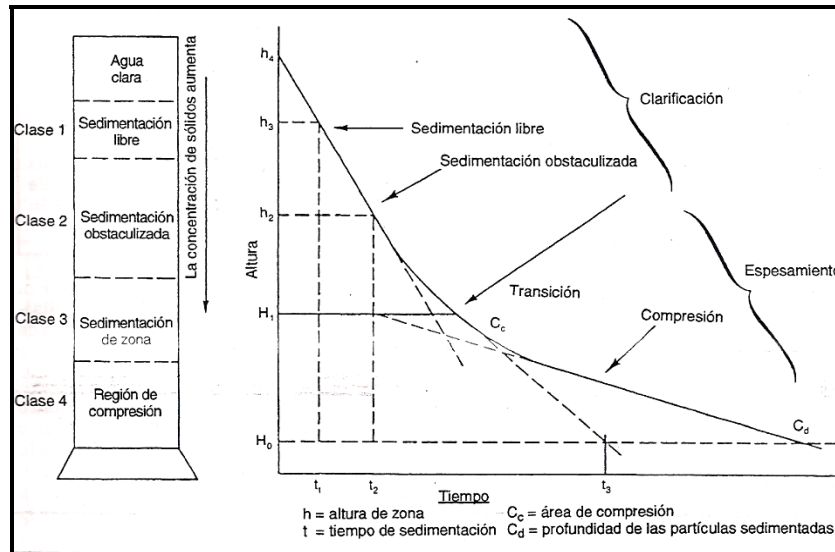


Figura 2.6 Zona de decantación en un sistema de sedimentación (Nalco, 2006).

2.7.5 Dosificación de productos químicos

Los coagulantes se deben dosificar en un punto donde la turbulencia sea suficiente para que ocurra una dispersión acelerada del producto, aumentando así las posibilidades de contacto entre los iones activos de coagulación y las partículas a desestabilizar. Aunque ésta puede ser la línea (de alta turbulencia), se diseñan unidades especiales dentro de la planta conocidos como tanques de mezcla rápida. De igual forma los ayudantes de floculación, deben ser dosificados en un punto donde la turbulencia sea mucho menor. Esto se debe a que una vez que comienza la formación de los flóculos, una alta turbulencia puede producir la ruptura de los mismos y raramente se forman nuevamente en su tamaño y fuerzas óptimas. Esta dosificación se lleva a cabo en las unidades de mezcla lenta, en las mismas unidades de sedimentación, o incluso, puede hacerse en la línea de mezcla rápida a los sedimentadores (Geyer, 1988).

2.7.6 Filtración

El objetivo básico de la filtración es separar las partículas y microorganismos que no han quedado retenidos en los procesos de coagulación y sedimentación. En consecuencia el trabajo que los filtros desempeñan depende directamente de la mayor o menor eficiencia de los procesos preparatorios, es decir sino existen una buena retención y control en el pretratamiento, el proceso de filtración será expuesto a la disminución de su eficiencia (Arboleda, 2000).

La filtración es la separación de una mezcla de sólidos y fluidos que incluye el paso de la mayor parte del fluido a través de un medio poroso, que retiene la mayor parte de las partículas sólidas contenidas en la mezcla. Filtración es el nombre de la operación unitaria. Un filtro es un equipo de las operaciones unitarias por medio del que se realiza la filtración. El medio filtrante es la barrera que permite que pase el líquido, mientras retiene la mayor parte de los sólidos. Dicho medio puede ser una pantalla, tela, papel o un lecho de sólidos. El líquido que pasa por un medio filtrante se llama filtrado (Arboleda, 2000).

2.7.6.1 Filtración por cartuchos

Consiste en hacer circular, mediante presión, un fluido por el interior de un portacartuchos en el que se encuentran alojados los cartuchos filtrantes. El fluido atraviesa el cartucho filtrante dejando en éste retenidos todos los contaminantes seleccionados.

La filtración por cartuchos (figura 2.7) es la técnica de filtración más aconsejada para aquellas aplicaciones cuyas exigencias en cuanto a calidad y seguridad sean elevadas. Los cartuchos filtrantes pueden estar fabricados en diferentes materiales, polipropileno, polietersulfona, celulosa, nylon, acero inoxidable, etc., determinándose el empleo de uno u otro en función de las características del fluido a filtrar y de la calidad final del mismo deseado (Sefiltra, 2010).

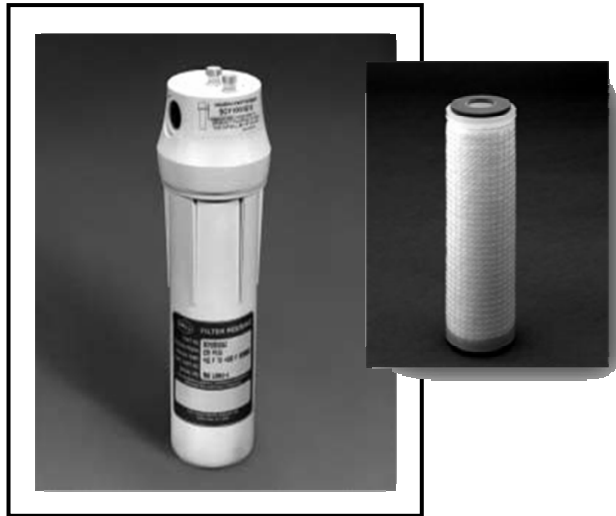


Figura 2.7 Filtro de cartucho y portafolio (Sefiltra, 2010).

2.8 Unidades para la clarificación del agua

Las unidades para la clarificación de agua cruda se divide en dos clases: la del método convencional, el cual utiliza tanques separados para coagulación y floculación antes del estanque de sedimentación; y los de contacto con sólidos y flujo ascendente, el cual usa el flujo ascendente del agua tratada a través de los sólidos (lodo) para producir partículas que sedimenten con más velocidad (Nalco, 2006).

2.8.1 Método convencional

Es este tipo de clarificador, los tanques se encuentran separados para realizar con más eficiencia las funciones de coagulación y floculación antes de la sedimentación (figura 2.8), la ventaja del método convencional es que cada componente del tratamiento se puede controlar independientemente. La tasa de subida a la superficie de los tanques de sedimentación de este método es mucho más baja que las de los sistemas de flujo ascendente y contacto con sólidos.

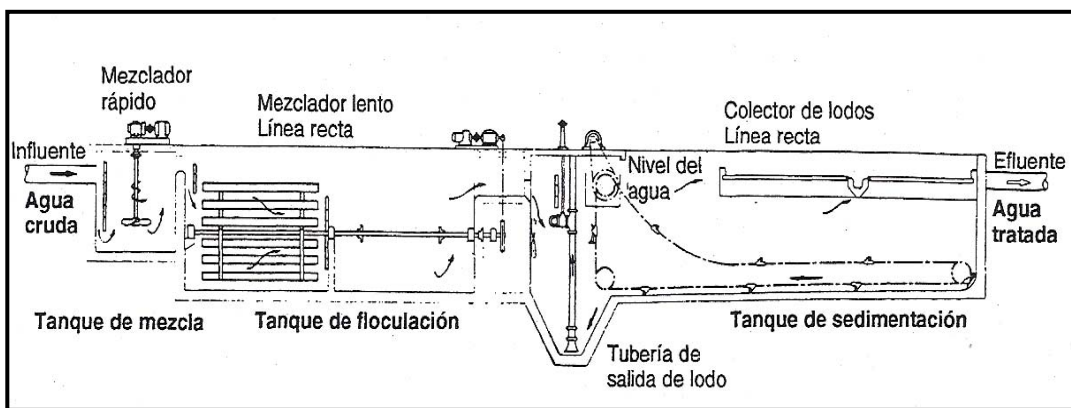


Figura 2.8 Equipo de tratamiento, método convencional (Nalco, 2006).

2.8.2 Contacto con sólidos con flujo ascendente

Cuando se conocieron las ventajas de incrementar el contacto con sólidos, surgieron varios diseños patentados tales como el flujo ascendente a través de un “manto de lodo” hidráulicamente suspendido, para proporcionar contacto con sólidos; o como el uso de la recirculación interna del lodo para proporcionar el contacto con sólidos necesario. De aquí viene el nombre de flujo ascendente y contacto con sólidos. La figura 2.9 muestra un diseño típico de manto de lodo, también existen diseños típicos de recirculación

interna de lodo. El crecimiento del tamaño de las partículas del floculado, sea por contacto con sólidos a partir del flujo ascendente a través de un lecho de partículas floculadas previamente formadas, o por recirculación del lodo sedimentado a la zona de reacción inicial, hace que estas partículas sedimenten con más rapidez y por lo tanto, es posible una tasa mayor de subida a la superficie que con el método convencional. El tiempo de detención es mucho más corto en un clarificador de flujo ascendente y contacto con sólidos que en un clarificador del método convencional (Nalco, 2006).

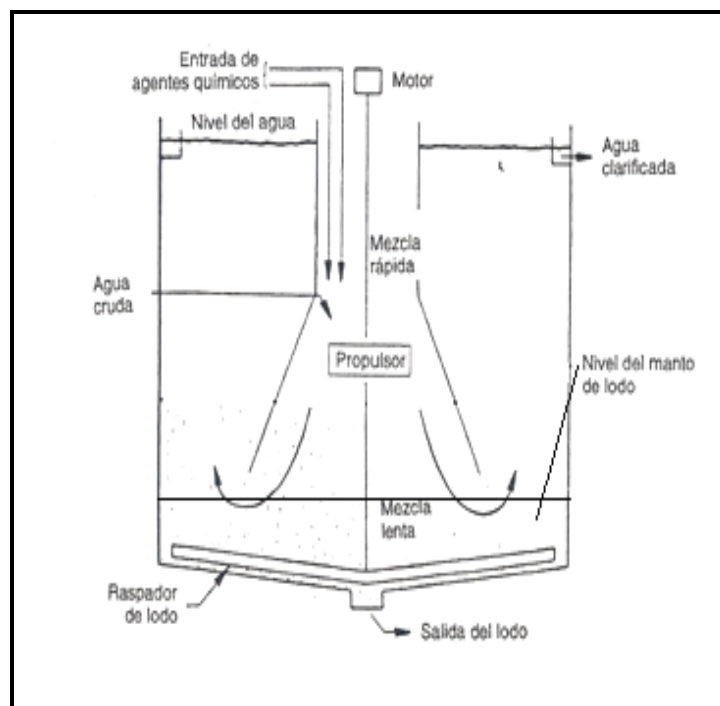


Figura 2.9 Clarificador de tubo ascendente y contacto con sólidos, diseño con manto de lodo (Nalco, 2006).

2.8.3 Homogeneización de caudales

La homogeneización o ecualización de caudales es una medida empleada para superar los problemas de tipo operativo que causan las variaciones de caudal y/o de cargas contaminantes de los afluentes de la planta de tratamiento. En general la homogeneización tiene como finalidad (Nalco, 2006; Metcalf & Eddy, 1995):

- Homogeneización de caudales.
- Homogeneización de cargas contaminantes.
- Equilibrado de nutrientes.
- Equilibrado del pH.

La homogeneización del caudal es habitual en las industrias que operan cinco días a la semana. En ellas el caudal se iguala o se reparte en un periodo de siete días, así que el caudal que llega a la planta de tratamiento es el mismo durante toda la semana. De la misma manera, en el caso de la homogeneización orgánica o de carga contaminante, una industria puede tener efluentes con valores altos de DQO varias veces durante la semana que se mantiene sólo unas pocas horas. La homogeneización puede emplearse como una medida de mejora en plantas ya existentes o en plantas nuevas. La decisión de diseño debe valorar si es más económica la instalación de depósitos de homogeneización o aumentar ligeramente las dimensiones de las unidades de procesos posteriores.

2.8.4 Mezclado

El mezclado es una operación unitaria de gran importancia en muchas fases del tratamiento de aguas residuales, entre las que podemos citar: mezcla completa de una sustancia con otra, mezcla de suspensiones líquidas, mezcla de líquidos miscibles, floculación y transferencia de calor. En

los procesos de coagulación floculación se diferencian dos tipos de mezclado según su intensidad: mezcla rápida y mezcla lenta (Metcalf & Eddy, 1995).

- **Mezcladores en línea**

Este tipo de unidades consisten en un dispositivo insertado en la tubería o canal de llegada de agua cruda a la planta de tratamiento. Con este tipo de unidades es posible conseguir tiempos de mezcla muy cortos, menores de un segundo, y elevadas intensidades de mezcla. La principal ventaja reside en que se reducen los costos al omitir la instalación de una unidad de mezcla rápida convencional. Según sus características se pueden clasificar en difusores, inyectoros, y estáticos (Metcalf & Eddy, 1995):

- **Difusores:** en estas unidades se trata de conseguir la mayor dispersión y mezcla del coagulante mediante el uso de múltiples puntos de descarga distribuidos en toda la sección de la unidad.
- **Inyectoros:** en este tipo de unidades la energía necesaria para la mezcla rápida se consigue sobre la base de la energía disipada por una multitud de chorros que producen un flujo turbulento en la tubería de conducción de agua.
- **Estáticos:** estas unidades están constituidas por barras, perfiles o láminas corrugadas, instaladas dentro de una tubería, que forman una rejilla alargada y continua, las cuales producen una gran intensidad de turbulencia en una longitud deseada y originan una mezcla de alta eficiencia, con poca pérdida de energía y sin el uso de partes móviles.

2.8.5 Parámetros operativos

2.8.5.1 Tiempo de detención

El tiempo de detención es importante, pero el principal parámetro de diseño para un clarificador es la tasa de carga hidráulica, puesto que está relacionada con la velocidad de sedimentación de las partículas y por lo tanto, con la eficiencia de la eliminación de sólidos en suspensión, el tiempo de detención permite saber la permanencia del agua en transcurrir en el equipo.

2.8.5.2 Tasa de carga hidráulica

La carga hidráulica, también conocida como tasa de subida a la superficie, es uno de los parámetros más críticos para determinar si tendrá lugar una sedimentación eficiente. Para lograr la sedimentación tiene que ser tal que la velocidad hacia arriba del agua sea menor que la velocidad hacia abajo impartida a una partícula por la fuerza de la gravedad. La tasa de subida a la superficie diseñada para un clarificador dependerá de las características de sedimentación de los sólidos que entran (Nalco, 2006).

2.8.5.3 Intensidad de la mezcla

La intensidad de los esfuerzos cortantes y la cantidad de tiempo durante el que se aplican son diferentes para cada clase de equipo de clarificador. La intensidad de la mezcla para la mezcla rápida y la floculación se pueden evaluar basándose en el gradiente de velocidad y a su vez nos permite evaluar la velocidad relativa de las partículas presentes en el sistema de mezcla (Nalco, 2006).

2.8.5.4 Recirculación de lodos

El contacto con sólidos, sea por recirculación mecánica del lodo o por flujo ascendente a través de un manto de lodos suspendidos, es una de las razones principales por las que los sistemas de flujo ascendente y contacto con sólidos pueden operar con tasas de subida a la superficie mucho más altas que las de los clarificadores del método convencional, puesto que la tasa de colisiones de las partículas es mucho mayor en los sistemas de la primera clase. La cantidad de colisiones de las partículas depende en gran manera de la cantidad de partículas presentes, del volumen de las partículas en suspensión y de la intensidad de mezcla (Nalco, 2006).

2.8.5.5 Purga de lodos

Hay un momento en que se retira los sólidos en suspensión que se depositan en un clarificador. En las plantas de clarificación de aguas, la retirada de los sólidos depositados se conoce como purga de lodos. Hay que retirar el lodo proporcionalmente a la cantidad formada y a intervalos frecuentes. Una purga demasiado lenta puede causar una torsión excesiva sobre el mecanismo de colección de lodo, o taponar los tubos del concentrador de lodos, o hacer subir demasiado el manto de lodos causando arrastre excesivo, o causar trastornos hidráulicos excesivos en el lecho de lodo de un clarificador de flujo ascendente y contacto con sólidos. Una purga excesiva reducirá la cantidad de lodo en los clarificadores de flujo ascendente y contacto con sólidos y causará un arrastre, a causa del efecto del contacto con sólidos reducido (Nalco, 2006).

2.9 Tecnologías empleadas en el tratamiento avanzado de las aguas residuales

Los tratamientos convencionales no siempre son efectivos, algunos compuestos pueden ser muy estables y no ser eliminados. La depuración, entonces, no es satisfactoria, entre los procesos de tratamiento avanzados tenemos la eliminación de compuestos tóxicos y compuestos refractarios.

Para el tratamiento de compuestos tóxicos se pueden emplear diversos métodos de tratamiento. Debido a la compleja naturaleza de la toxicidad, los métodos de tratamiento deben tener en cuenta las características específicas del agua residual y la naturaleza de los compuestos tóxicos. Los procesos de tratamiento que se emplean para eliminar algunos de compuestos o grupos de compuestos específicos son la adsorción sobre carbón activado, el proceso de combinados de lodos activados y carbón activo en polvo, y la oxidación química (Metcalf & Eddy, 1995).

Entre ellos resaltaremos la oxidación química alternativa especialmente relevante en el tratamiento químico con agentes químicos que transforman los contaminantes orgánicos en compuestos inocuos, dióxido de carbono y agua, por un proceso de oxidación.

2.9.1 Oxidación química

En las aplicaciones de tratamiento avanzado, la oxidación química se puede emplear para la eliminación de amoníaco, reducción de las concentraciones de compuestos orgánicos residuales y para la reducción del contenido bacteriano y vírico del agua residual. En la oxidación del amoníaco,

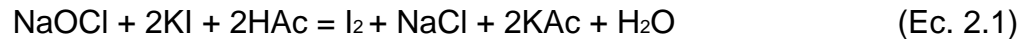
la adición de cloro al agua residual provoca la formación de trihalometanos, se están investigando alternativas al uso del cloro en aquellos casos en la presencia de trihalometanos representa un problema de capital importante para las aguas de abastecimiento. Otros oxidantes alternativos pueden verse en la tabla 2.2. El uso de estos productos químicos presenta la ventaja adicional de la desinfección del agua residual (Metcalf & Eddy, 1995).

Tabla 2.2 Poder oxidante de distintos agentes relativos al cloro (Walling, 1995).

Agente oxidante	Poder oxidante
Flúor	2,23
Radical hidroxilo	2,06
Oxígeno atómico	1,78
Peróxido de hidrógeno	1,31
Cloro	1,0
Iodo	0,54

2.9.1.1 Relación entre el poder de oxidación del cloro y el hipoclorito de sodio

Muchos usuarios están actualmente reemplazando el cloro por hipoclorito de sodio como agente oxidante. El siguiente es un ejemplo que muestra como calcular el hipoclorito de sodio requerido para reemplazar el poder de oxidación del cloro. Si el hipoclorito de sodio es usado para oxidar yoduro de potasio en una solución de ácido acético, la reacción que ocurre es la siguiente:



Si el cloro es usado para reaccionar con la misma cantidad de yoduro, la reacción que ocurre es la siguiente:



Por lo tanto, una molécula de hipoclorito de sodio oxidará la misma cantidad de yoduro que una molécula de cloro. (Powellfab, 2002)

2.9.2 Reducción de DBO y DQO con peróxido de hidrógeno (H₂O₂)

El peróxido de hidrógeno se ha utilizado para reducir la DBO y la DQO de las aguas residuales industriales por muchos años. Mientras que el costo de quitar DBO/DQO con la oxidación química es típicamente mayor que con medios físicos o biológicos, hay no obstante las situaciones específicas que justifican su uso. Éstos incluyen (Houtmeyers et al, 1977):

- Predigestión de las aguas residuales que contienen niveles medios a altos de los compuestos que son tóxicos, inhibitorios, o recalcitrantes al tratamiento biológico (pesticidas, plastificantes, resinas, líquidos refrigerantes y colorantes).
- Tratamiento previo de las aguas residuales de alta resistencia/ flujo bajo - donde el bio-tratamiento puede no ser práctico, por ejemplo, antes de la descarga a un tratamiento público.
- Separación de orgánicos como grasas y aceites por flotación.
- Fuente de oxígeno disuelto adicional cuando los sistemas de tratamiento biológicos experimentan sobrecargas o falta temporal de equipo.

2.9.2.1 Interferencia del H₂O₂ al realizar el método analítico de DQO y DBO

Cuando se mide la DBO o la DQO del H₂O₂ en las aguas residuales, es importante determinar la concentración residual del H₂O₂ antes del análisis. Esto es porque el H₂O₂ interferirá con ambos métodos analíticos. En la prueba estándar de la DBO, el H₂O₂ residual en la muestra liberará el oxígeno sobre el período de la prueba, dando por resultado un valor “bajo” falso de la DBO. En la prueba estándar de la DQO, el H₂O₂ residual reaccionará con el reactivo del dicromato de potasio, dando por resultado un “alto” valor falso de la DQO (Houtmeyers et al, 1977).

2.9.2.2 Eliminación de interferencias debidas al H₂O₂

El mejor remedio es eliminar H₂O₂ residual antes del análisis, ya sea a través de la descomposición o neutralización. Existen cuatro procedimientos de pretratamiento que confirman la eliminación del H₂ O₂ y son los siguientes (Houtmeyers et al, 1977):

- La aplicación de la enzima catalasa
- pH y la temperatura elevada
- Neutralización química
- Descomposición por carbón activado.

2.9.3 Oxidación de alcoholes

La oxidación de un alcohol implica la pérdida de uno o más hidrógenos del carbono que tiene el grupo -OH. El tipo de producto que se genera depende del número de estos hidrógenos que tiene el

alcohol, es decir, si es primario se oxida a aldehído, secundario a cetona y terciario no se oxida por no tener hidrógeno disponible.

Un alcohol primario contiene dos hidrógenos, de modo que puede perder uno de ellos para dar un aldehído, y si pierde ambos, forma ácido carboxílico (figura 2.10) (Wade, 1993).

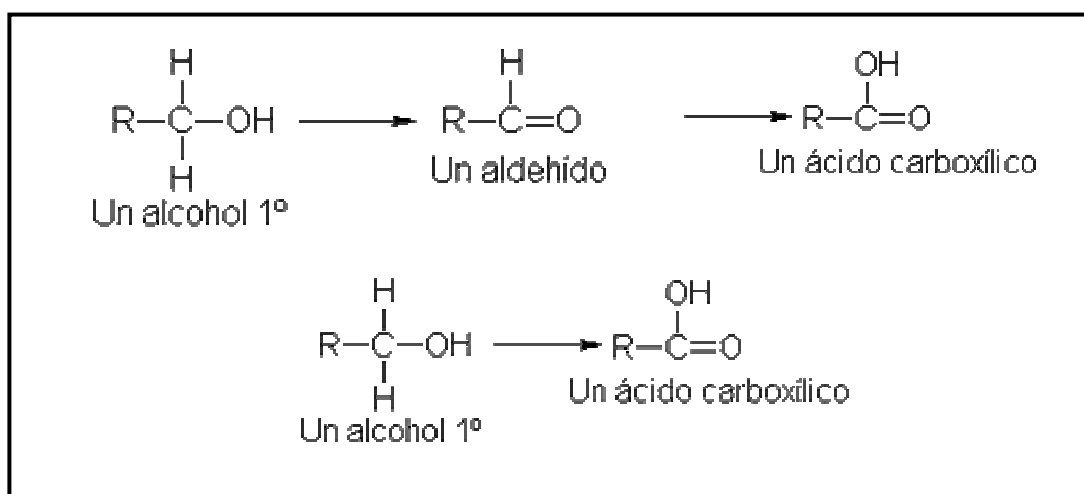


Figura 2.10 Estructura molecular en la oxidación de los alcoholes (Wade, 1993).

2.9.2.3 Potencial Oxido- Reducción

Es una medición de proceso en línea muy útil, la que habitualmente no se considera en la medida de su real beneficio. El ORP relaciona la concentración de oxidantes o reductores en una solución, y su fuerza o actividad, dándonos una clara idea de la capacidad oxidante o reductora de la misma.

Típicamente los oxidantes o reductores se agregan para llevar adelante operaciones de desinfección de agua, blanqueo, destrucción de cianuros,

reducción de cromo y grabado de metales. Los oxidantes que con frecuencia utilizamos incluyen cloro, bromo, ozono, hipoclorito sódico y agua oxigenada, mientras que como reductores empleamos bisulfito o metabisulfito de sodio y dióxido de azufre. Estos compuestos se caracterizan por su habilidad para oxidar (aceptar electrones) o reducir (perder electrones). En la práctica, la presencia de un oxidante en solución eleva el valor de ORP, mientras que un reductor provocará una disminución del ORP. Cuanto mayor resulte la concentración de un oxidante o reductor en la solución acuosa, más rápida resultará la velocidad de reacción (Rodríguez, 2005).

2.10 Pruebas de jarras

A nivel de laboratorio uno de los modelos más empleados, es el equipo de prueba de jarra, como elemento de control de proceso de coagulación y se aplican con éxito a diversas condiciones de coagulación de aguas, orientado hacia la determinación y optimización de las variables químicas del proceso de coagulación.

Se utiliza para definir las siguientes variables:

- Determinación de la dosis óptima de coagulante.
- pH óptimo de coagulación.
- Influencia de la concentración de los coagulantes.
- Influencia de los ayudantes de coagulación, selección y dosificación de los mismos.
- La energía disipada como gradiente de velocidad

Normalmente este equipo consta de:

- Un agitador mecánico provisto de tres a seis paletas capaz de operar a velocidades variables (de 0 a 100 revoluciones por minuto).

- Vasos de precipitación de 1500 a 2000 ml, forma baja.

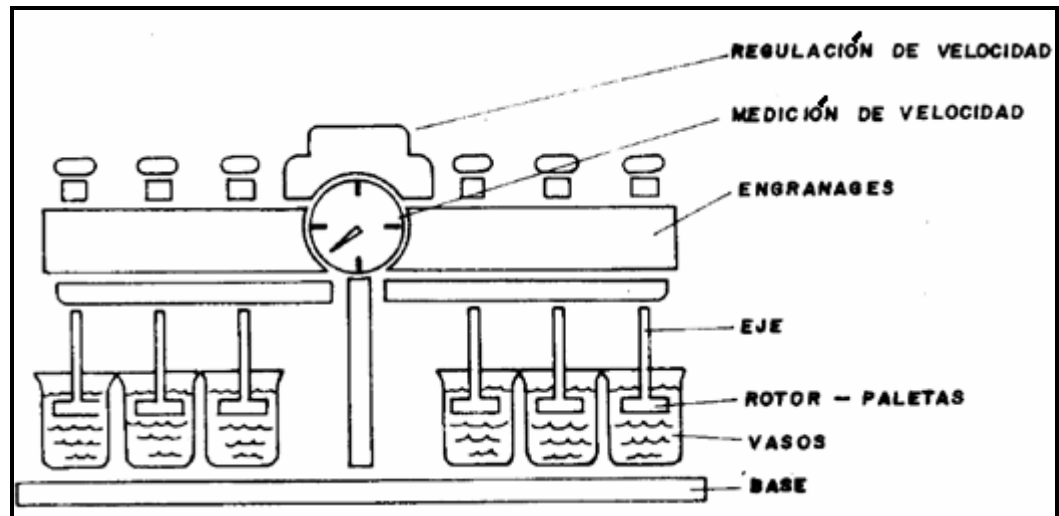


Figura 2.11 Equipo de prueba de jarra (Pérez, 1991)

CAPÍTULO 3

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 Caracterización del agua residual proveniente de la torre de destilación C-4302

Cada actividad industrial aporta una contaminación determinada por lo que es conveniente conocer el origen del vertido industrial para valorar su carga contaminante e incidencia en el medio receptor.

3.1.1 Identificación de la corriente en estudio

El agua a tratar viene del proceso de destilación de metanol, de la columna C-4302, en el fondo de la columna se le administra soda cáustica para controlar el pH del agua, sale de la columna con una temperatura de 120 °C, ésta pasa por un intercambiador E-4307, y sale de mismo a un rango de 50 °C a 60 °C (figura 3.1). El caudal de este efluente es de 25 m³/h (Supermetanol,1992) y llega a la fosa W-4601, para la alimentación de la planta piloto se tomó un caudal de 1 m³/h debido a que este fue el caudal con que fue diseñada la planta piloto por el equipo especialista de Nalco.

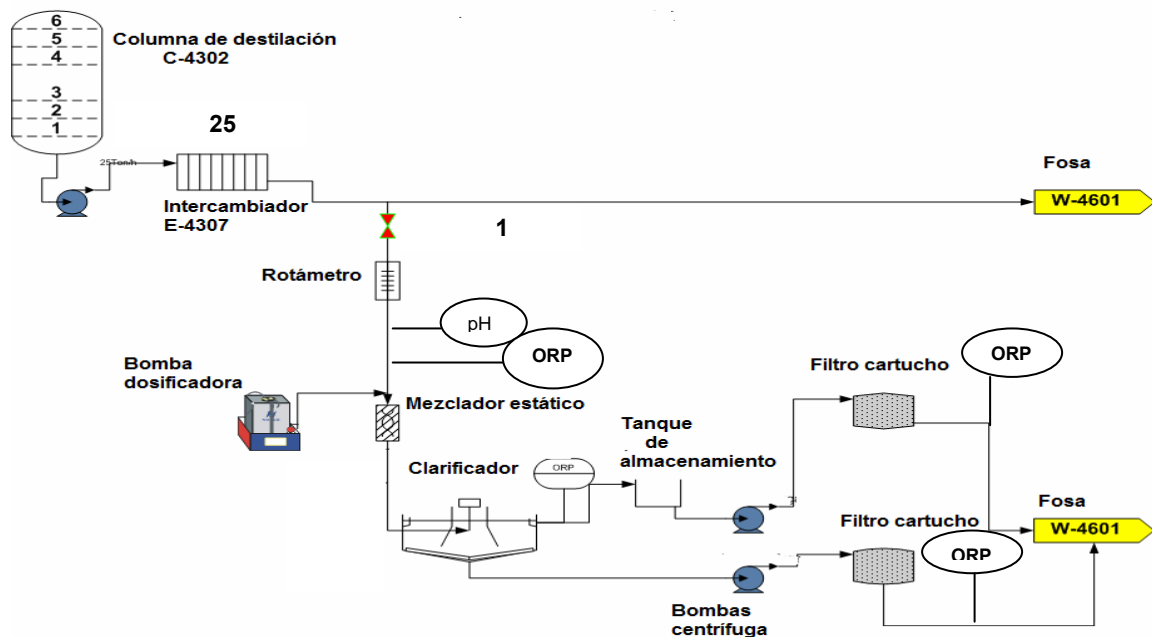


Figura 3.1 Diagrama del sistema piloto en planta (Vital, 2005)

3.1.2 Caracterización del agua de alimentación de la planta piloto

Para conocer la composición del agua a tratar, se tomaron muestras cada 2 horas durante el día de muestreo a la temperatura de la corriente principal de la planta piloto captada en campo a 55 °C, la muestra compuesta fue enviada al laboratorio de Nalco en Naperville Illinois, la muestra fue analizada por cromatografía de gas (GS) y espectrofotometría de masa (MS). Los componentes volátiles y semi-volátiles se separaron en una columna DB-624 capilar y detectada por MS. Por otro lado se analizó en el Laboratorio de Superoctanos (SOCA) ubicado en el complejo petrolero y petroquímico José Antonio Anzoátegui en Jose, estado Anzoátegui, el pH, ORP y la DQO, del agua de alimentación en su momento de captación, para obtener de inmediato los parámetros que presentaba el agua a tratar, ya que

las muestras en el laboratorio de Nalco tardaría en llegar y era necesario conocer principalmente los parámetros mencionados anteriormente.

3.2 Análisis del funcionamiento de la planta piloto

Para el análisis del funcionamiento de la planta piloto primero se debió conocer los parámetros de diseño bajo los cuales estaban operando la planta, así como el programa de tratamiento planteado, con el fin de cumplir con el objetivo de analizar del funcionamiento de la planta.

3.2.1 Parámetros de diseño de la planta piloto

El diseño de la planta piloto (figura 3.2) se basó en una etapa de clarificación y filtración con la finalidad de disminuir los valores de la DQO en un 80 %, los parámetros de diseño que se consideraron se muestran en la tabla 3.1.



Figura 3.2 Diseño original de la planta piloto.

Tabla 3.1 Condiciones de diseño de la planta piloto (Vital, 2005)

Parámetro	Condición
Caudal de entrada	1 m ³ /h
Dosis	0,25 ppm de coagulante WT-95
Temperatura	45°C
pH	8-10
Tiempo de residencia	2 horas

3.2.2 Programa de tratamiento químico

El programa de tratamiento químico recomendado por Nalco para Supermetanol en la prueba de la planta piloto se fundamentó en clarificar el agua de fondo de la columna C-4302 mediante la aplicación adecuada del producto coagulante WT-95, la selección de este producto se realizó mediante pruebas de jarras realizadas en un laboratorio.

3.2.2.1 Descripción del producto químico

El producto químico aplicado para la prueba piloto, fue un coagulante catiónico llamado WT-95, un coagulante orgánico de bajo peso molecular, se ioniza en la solución de agua para formar sitios cargados positivamente a lo largo de la cadena de polímeros, su densidad es de 1,3 g/ml, valor que fue tomado de la hoja de seguridad que se encuentra en el anexo A.

Características del producto

Las características principales del WT-95 son:

- Reduce o elimina la necesidad de usar alumbre u otros coagulantes inorgánicos.

- Efectivo a bajas temperaturas, permitiendo una coagulación eficiente en climas fríos.
- Poco o ningún efecto sobre el pH del agua.
- La dosificación requerida de WT-95 depende en gran medida de las características y el sistema del agua y aguas residuales.
- Efectivo a pH de 9 – 9,5.
- Reduce el volumen de lodo, ahorrando en los costos de eliminación del barro y / o desaguado.
- Resistente al cloro y puede utilizarse en sistemas pre-clorados sin que su actividad se vea reducida.
- WT-95 debe alimentarse puro, de modo de lograr la máxima mezcla y dispersión. Los puntos de alimentación sugeridos son: antes de la zona de mezclado rápido, o en la zona de mezclado rápido.

Se realizó una explicación detallada del producto con el fin de observar más adelante el efecto que tiene en cuanto al estudio de la planta, las características fueron tomadas del boletín técnico del producto que se encuentran en el anexo A.

3.2.3 Descripción del funcionamiento de la planta piloto

La planta piloto es una planta diseñada a escala reducida, capaz de simular con la mayor exactitud el comportamiento de las variables de la planta a escala real. Se requirió trabajar con la corriente de fondo de la C-4302, tratando un $1\text{m}^3/\text{h}$ de la corriente principal. La alimentación de la planta piloto se tomó aguas abajo del intercambiador de calor, antes de llegar a la fosa de descarga (W-4601). Tal corriente extraída de la corriente principal, que de ahora en adelante será considerada como corriente de

entrada de la planta piloto, fue sometida a un tratamiento que tiene como finalidad disminuir los valores de DQO hasta un 80 % del valor actual (figura 3.1).

Inicialmente se fija el caudal, dosis a estudiar y se mide la temperatura, una vez conocidos estos parámetros, el flujo de agua pasa por los sensores donde se monitorea el pH y el ORP, la corriente de entrada de la planta piloto pasa por un mezclador tipo estático, donde se le inyecta antes el coagulante WT-95 por medio de una bomba dosificadora, con la capacidad de lograr la coagulación de la materia orgánica disuelta, después haber pasado por la zona de mezcla rápida, el agua entra al clarificador para separar las dos fases formadas con el tratamiento, cumpliendo con el tiempo de residencia necesario para que se lleve a cabo toda la reacción. El agua clarificada sale por el tope y llega al tanque de almacenamiento, mientras que por el fondo sale el lodo generado, ambas corrientes son bombeadas hacia los filtros cartuchos donde sería retenido cualquier tipo de materia suspendida y así lograr una reducción con los valores expuestos anteriormente, en esta parte se sigue monitoreando el pH y ORP de las salidas. La planta piloto se puede observar en la figura 3.3.

3.2.3.1 Métodos analíticos

La validación del sistema se basó en la data de proceso recopilada en campo, variando el caudal del agua y dosis del producto. El sistema fue caracterizado en la entrada y salidas del clarificador por parámetros como son la DQO, pH, ORP y la temperatura para así obtener la eficiencia del proceso.

- **Medición de la temperatura**

Para la medición de la temperatura se aplicó el método de COVENIN (2002), el método se basó en medir la temperatura utilizando un termómetro con capacidad hasta 100 °C, se sumergió en un beaker donde caía el agua, dejando un tiempo suficiente que permitiera el equilibrio térmico.

- **Medición de pH y ORP**

Para medir el pH se utilizó un sensor en línea en la entrada de la planta, marca GLI-HACH, modelo PRO-P3-A1N así como también se utilizó un modelo portátil WATWEPROOF PH METER HAND HELD para medir la salida del agua tratada.

Para la medición del ORP se encuentran en línea 3 sensores, uno de entrada y dos de salida, marca GLI-HACH, modelo PRO-P3-A1N. Los sensores en línea eran calibrados cada semana o cuando se estimaba que el valor reflejado no se consideraba lógico.

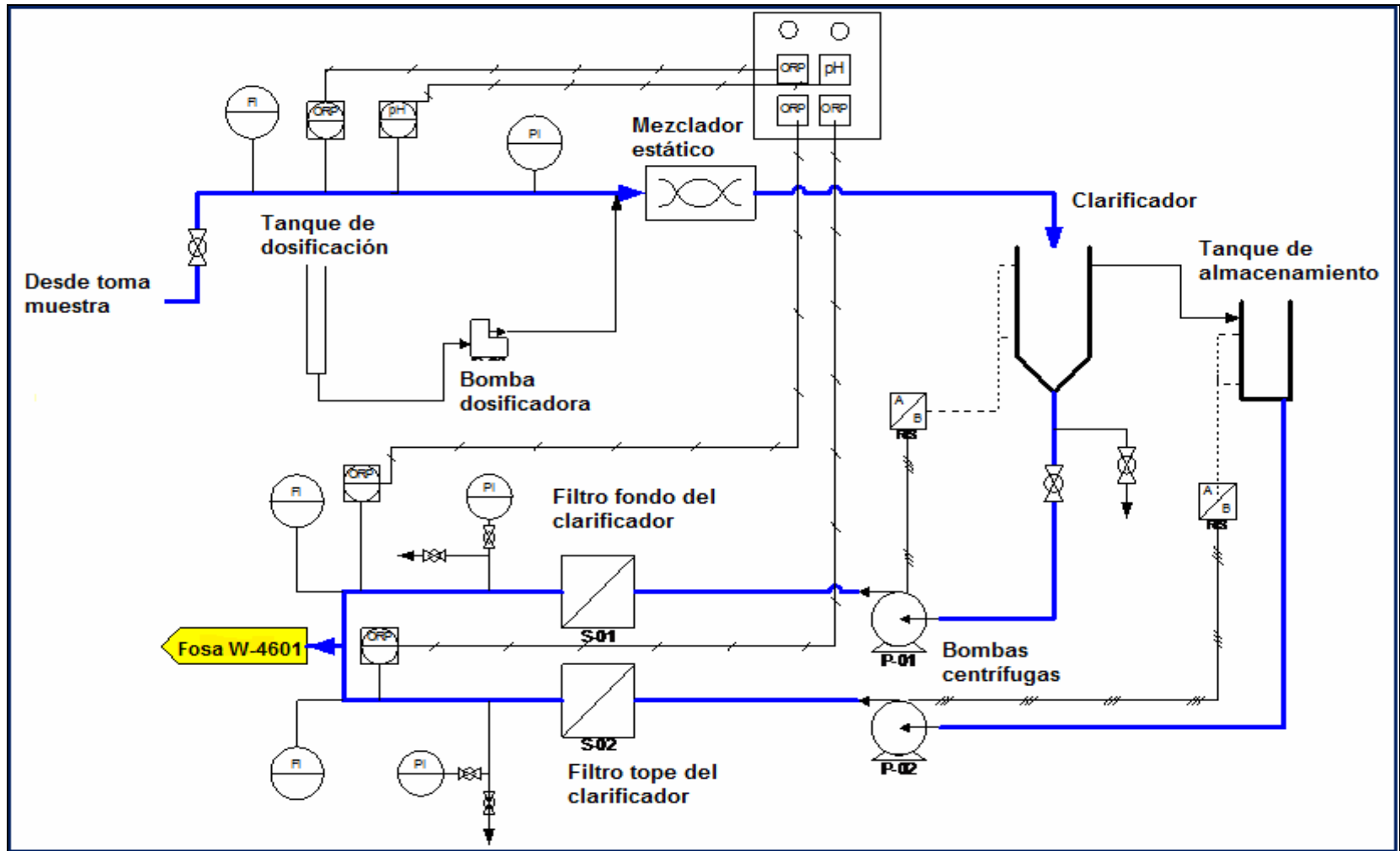


Figura 3.3 Descripción de la planta piloto (Vital, 2005)

- **Demanda química de oxígeno**

Para la determinación de la DQO se utilizó el MÉTODO 8000 recomendado por

HACH, procedimiento que se muestra en el anexo A, método colorimétrico (Hach, 2000) en el que se utilizó tubos de reactivos para digestión preparados en el rango de 0 a 1500 mg/L. Los resultados se expresaron en mg/L. Para las determinaciones en aquellas muestras que estaban fuera de rango fue necesario hacer diluciones y esperar 15 minutos antes de realizar la medición. Los análisis se realizaron por duplicado y algunas veces por triplicado. Estos análisis se realizaron el mismo día de la captación de las muestras en el laboratorio de SOCA.

Equipos, materiales y sustancias

- **Equipos**

- ✓ Espectrofotómetro. Marca: Hach. Modelo: DR 2800. Rango de medición: 340 a 900. Exactitud: $\pm 1.5\text{nm}$.
- ✓ Digestor de muestras NALCO. Modelo: DRB200. Rango: 37 a 165 °C. Exactitud: ± 1 °C.
- ✓ Cuatro (4) transmisores de pH Marca: GLI-HACH Modelo: PRO-P3-A1N.
- ✓ Equipo de jarra NALCO de caja de madera de 4 vasos.
- ✓ Equipo portátil de medición de pH. Modelo: Sension1. Rango: -2 a 19 UpH. Exactitud: $\pm 0,002$ UpH

- **Materiales**

- ✓ Termómetro. Rango: 0 a 150 °C.
- ✓ Inyectadoras (1ml, 2ml, 6ml, 12ml,20ml).
- ✓ Balones aforados (1000 ml y 2000 ml).
- ✓ Cuatro (4) beacker de 1000 ml.
- ✓ Viales preparados HACH (0-1500mg/l).
- ✓ Extensión eléctrica amarilla.
- ✓ Regleta eléctrica.
- ✓ Recipientes para la toma de muestras.
- ✓ Bidón de plástico 10 litros.
- ✓ Bases metálicas para bidones.
- ✓ Uno (1) estructura metálica para soporte de bombas con caja de conexiones eléctricas.
- ✓ Uno (1) estructura metálica para tanque.

Sustancias

- ✓ Agua desmineralizada.
- ✓ Soluciones buffer o patrones de pH para verificación del medidor de pH.
- ✓ Soluciones buffer o patrones de ORP para verificación del medidor de pH.
- ✓ Coagulante WT-95

3.2.3.2 Descripción de los equipos presentes en la planta piloto

- **Mezclador estático**

Este mezclador de 1/2" de diámetro nominal y 21 cm de longitud está fabricado en material de PVC transparente que permite la inspección

continua del flujo que circula. Se encuentran instalados en línea a la tubería de alimentación a la planta dos mezcladores tipo estático seguidos continuamente, su función es generar la zona de mezcla rápida. Este equipo se muestra en la figura 3.4.



Figura 3.4 Mezclador estático

- **Clarificador vertical inducido no mecánico**

Se considera clarificador vertical inducido no mecánico ya que no posee paleta mecánica y su funcionamiento se basa en el contacto con sólidos con flujo ascendente. En su interior se encuentra una tubería con diámetro de $\frac{3}{4}$ " y al final del mismo se encuentra un cono invertido esta sección es la entrada del flujo al clarificador y una vez que entra el agua y pasa por esta sección asciende hacia a la superficie manteniendo el contacto con sólidos formados en el proceso de clarificación (figura 3.5). De acuerdo

con el manual especialista de Nalco, 2006, el manto de lodo que debe mantener este tipo de clarificador de un 15 % a 30 % de manto de lodo.

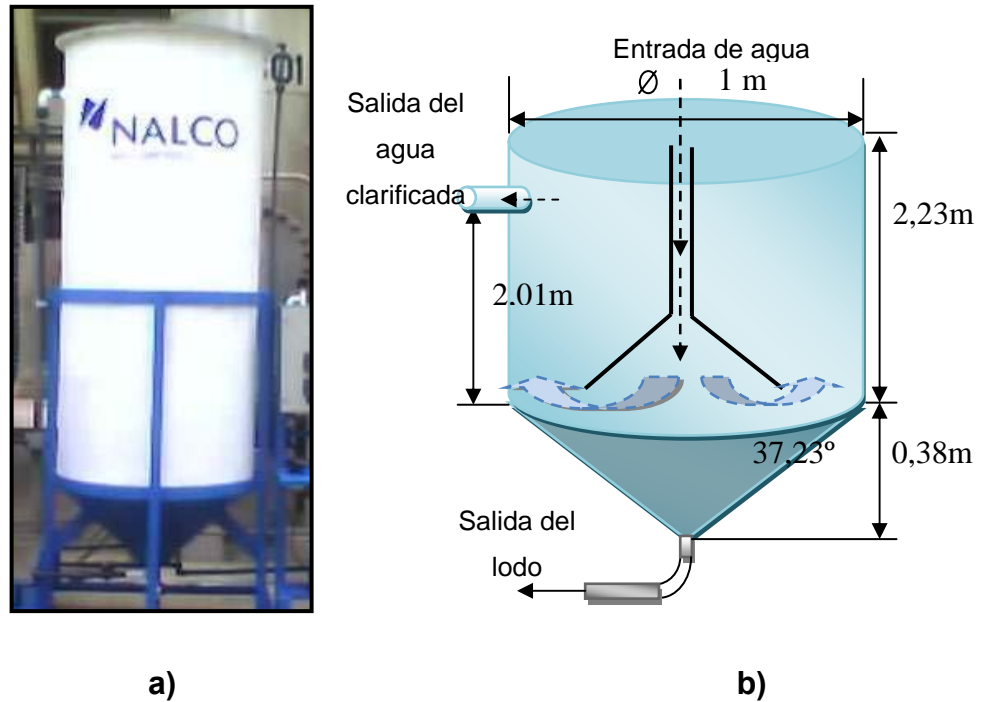


Figura 3.5 a) Clarificador de la planta piloto b) Dimensiones del clarificador.

Tabla 3.2 Dimensiones del clarificador de la planta piloto.

Volumen (l)	Altura total (m)	Diámetro (m)	Inclinación del fondo (grados)	Altura del cilindro (m)	Altura del cono (m)
2000	2,61	1	37,23°	2,01	0,38

- **Tanque de almacenamiento de químico**

El tanque de almacenamiento (figura 3.6) se encuentra dimensionado 3” de diámetro y 60 cm de altura, la función de este tanque es almacenar el producto químico, en este caso WT-95, coagulante catiónico.



Figura 3.6 Tanque de almacenamiento del producto químico.

- **Tanque de almacenamiento de agua clarificada**

La función de este tanque es almacenar el agua que viene tratada del clarificador (figura 3.7). Las dimensiones de este tanque se encuentran en la tabla 3.3



Figura 3.7 Tanque de almacenamiento del agua clarificada

Tabla 3.3 Dimensiones del tanque de almacenamiento de agua clarificada.

Volumen (l)	Altura (m)	Diámetro (m)
1000	1,30	1

- **Bomba dosificadora**

La bomba dosificadora Grunfos DME es una bomba autocebante de diafragma. La bomba lleva un motor de paso a paso, lo que la hace única en su campo. El motor ofrece la posibilidad de variar la capacidad, cambiando la duración de la carrera de dosificación, además el motor está controlado para que la dosificación sea lo más uniforme y constante posible. La capacidad máxima de la bomba es de 2,5 l/h.

La bomba consta de:

- ✓ Una caja con equipo de accionamiento y componentes electrónicos.
- ✓ Un cabezal de dosificación con placa posterior, diafragma, válvulas, conexiones y válvulas de purga.
- ✓ Un panel de control con pantalla y botones.



Figura 3.8 Bomba dosificadora.

- **Sensores de ORP/pH**

La planta piloto consta de un (1) sensor de ORP y pH en la entrada y dos (2) sensores de ORP en la salida.

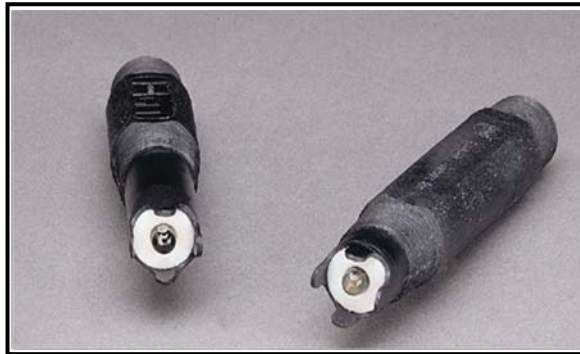


Figura 3.9 Sensores de ORP/pH.

- **Bombas centrífugas**

En la planta piloto se encuentran dos bombas centrífugas de $\frac{1}{2}$ Hp, cada bomba tiene la función de succionar el agua que sale del clarificador y tanque de almacenamiento. El flujo de agua que sale de la bomba es controlado por los rotámetros que se encuentra después de las bombas (figura 3.11), estos rotámetros presenta un rango de 0 a 5 gpm.



Figura 3.10 Bombas centrífugas de bombas.



Figura 3.11 Rotámetros de bombas.

- **Filtros de cartucho/portafolio**

Filtros de cartuchos con diámetro de diseño de $0,5 \mu\text{m}$, se encuentran en la salida de las bombas y es donde se retiene la materia orgánica generada en el sistema (figura 3.12).



Figura 3.12 Filtro de cartucho y portafolio.

- **Panel de control de bombas con 3 medidores de ORP y una de pH.**

El panel de control proporciona la lectura de ORP y pH del sistema, esta información es almacenada en un sistema de información (figura 3.13). El sistema de información (figura 3.14) es un registrador de datos, en el caso de la planta piloto, permite el monitoreo constante de los sensores de ORP/pH.



Figura 3.13 Panel de control de bombas con 3 medidores de ORP y una de pH.



Figura 3.14 Almacenador de data marca HOBO.

3.2.3.3 Parámetros operacionales basados en el estudio de la planta

Como se expuso anteriormente la data de información será obtenida bajo la variación del caudal y dosis del producto, estos se realizaron de la siguiente manera:

- **Determinación del caudal de la planta**

Para establecer el rango de variación de caudal se debía considerar el tiempo de residencia, para ello se realizaron los siguientes cálculos.

El tiempo de residencia se estima por (Metcalf & Eddy, 1995):

$$t_{residencia} = \frac{V_{clarificador}}{Caudal} \quad (\text{Ec.3.1})$$

Según la ecuación 3.1 se necesita conocer el volumen tratado en el clarificador, ya que se conoce el dimensionamiento del mismo se calcula el volumen de la parte cilíndrica junto con la parte cónica.

$$V_{clarificador} = V_{cilindro} + V_c \quad (\text{Ec.3.2})$$

$$V_{cilindro} = \tau \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Reemplazado los valores de la tabla 3.2 en la ecuación 3.3:

$$V_{cilindro} = \pi \times (0,50 \text{ m})^2 \times 2,01 \text{ m} = 1,5786 \text{ m}^3$$

Para la sección cónica:

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \pi r^2 h \quad (\text{Ec.3. 4})$$

Tomando los valores de la figura 3.4.

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \pi \times (0,50 \text{ m})^2 \times 0,38 \text{ m} = 0,0995 \text{ m}^3$$

Sustituyendo los resultados de la ecuación 3.3 y 3.4 en la 3.2 se tiene:

$$V_{clarificador} = 1,6781 \text{ m}^3 \times 1000 \text{ l/m}^3 = 1678,1 \text{ l}$$

El tiempo de residencia para el cual fue diseñada la planta piloto fue de dos (2) horas de tratamiento y con un simple despeje de la ecuación 3.1 se obtiene el caudal con que se dio inicio el proceso de estudio.

$$Q \left(\frac{\text{l}}{\text{h}} \right) = \frac{1678,1 \text{ l}}{2 \text{ h}} = 839,05 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

El equipo de medición de caudal del sistema es un rotámetro que opera en unidades de gpm, por lo tanto:

$$Q(\text{gpm}) = 839,05 \frac{\text{l}}{\text{h}} \times \frac{\text{gpm}}{227,124 \text{ l/h}} = 3,69 \text{ gpm}$$

Siendo este el caudal con que se inició el proceso de de análisis del funcionamiento de la planta piloto. La tabla 3.4 muestra el rango de caudales con que se decidió trabajar en la planta piloto.

- **Dosificación de producto WT-95**

La dosificación continua de la planta piloto se realizó por medio de una bomba dosificadora, y es desde allí donde es posible la fijación de la dosis ya que como se sabe esta bomba ofrece la posibilidad de variar la capacidad de bombeo para mantener la administración del producto a la dosis deseada, la capacidad de la bomba es fijada por unidades en ml/h. Se trabajó con una capacidad de 1000 ml/h, valor recomendado por especialista de Nalco. Para la preparación del producto a la concentración de 0,25 ppm se consideró trabajar con 2500 ml de producto diluido, ya que aplicar al producto puro la cantidad era mínima, y difícil de medir.

Como se trabajó con caudales (gpm) era necesario pasar de gpm a l/h.

$$3,69(\text{gpm}) \times 3,7854 \text{ l} \times 60 \text{ min} = 838,09 \text{ l/h}$$

Para conocer el porcentaje de dilución se utilizó la ecuación 3.5:

$$\% \text{ de dilución} = \frac{\text{Dosis (ppm)} \times \text{Caudal} \left(\frac{\text{l}}{\text{h}}\right) \times \frac{1 \text{ g}}{1000 \text{ mg}}}{\text{densidad del producto WT-95} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \times \text{capacidad de la bomb}} \quad (\text{Ec.3.5})$$

Conociendo el caudal inicial calculado anteriormente, se aplica la ecuación 3.5 y se obtiene:

$$\% \text{ de dilución} = \frac{0,23 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times 838,09 \left(\frac{\text{l}}{\text{h}}\right) \times \frac{29}{1000 \text{mg}}}{1,3 \left(\frac{\text{g}}{\text{ml}}\right) \times 1000 \left(\frac{\text{ml}}{\text{l}}\right)} \times 100 = 0,$$

Para conocer la cantidad de producto puro a tomar, conociendo el porcentaje de dilución a la que debía estar el producto y tomando 2500 ml de agua desmineralizada, se realizó lo siguiente:

$$A = \frac{\% \text{ de dilución} \times \text{cantidad a preparar}}{100\%} \quad (\text{Ec.3.6})$$

$$A = \frac{0,016 \% \times 2500 \text{ml}}{100 \%} = 0,40 \text{ ml}$$

donde:

A= cantidad de producto químico puro que se debe diluir (ml).

Una vez preparado el producto era almacenado en el tanque de dosificación de químico. El producto era preparado en campo utilizando un tanque de mezcla y una jeringa de 1 ml para la toma del WT-95.

- **Tasa de carga hidráulica**

La tasa de carga hidráulica se obtiene de la siguiente ecuación (Metcalf&Eddy, 1995):

$$\text{Carga hidráulica} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \times \text{h}} \right) = \frac{\text{Caudal} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)}{\text{superficie del clarificador}} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

La superficie del clarificador viene siendo el área superficial del clarificador siendo esta:

$$\text{Área superficial} = \pi r^2 \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Sustituyendo el radio del clarificador en la ecuación 3.7 se tiene:

$$\text{Área superficial} = \pi(0,50 \text{ m})^2 = 0,7854 \text{ m}^2$$

Como se conoce el caudal inicial de la prueba se tiene que:

$$\text{Carga hidráulica} = \frac{3,6942 (\text{gpm}) \times Fc}{0,7854 (\text{m}^2)} = 1,0818 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \times \text{h}}$$

donde:

$$Fc = \text{Factor de conversión } 0,23 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{gpm}$$

Este valor refleja que el clarificador fue diseñado para una carga hidráulica inicial de $1,0818 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{h}$.

- **Intensidad de la mezcla**

La intensidad de la mezcla es el tiempo que tarda el agua en encontrarse en la zona de mezcla rápida. La planta piloto consta de dos mezcladores estáticos unidos continuamente por lo que se puede decir que la longitud del mezclador es de 42 cm de recorrido de mezcla rápida.

Para conocer el tiempo que tardó la mezcla se utilizó la siguiente fórmula:

$$t_{\text{Mezcla rápida}} (\text{s}) = \frac{V_{\text{mezcla rápida}}}{\text{Caudal} \left(\frac{\text{L}}{\text{s}}\right)} \times \quad (\text{Ec. 3.8})$$

El volumen que trata esa zona se calculó de la siguiente manera

$$V_{mezcla\ rápida} = \tau \quad (\text{Ec. 3.9})$$

$$V_{mezcla\ rápida} = \pi r^2 (42\text{ cm}) = 53,2043\text{ cm}^3 \times \frac{1\text{ l}}{1000\text{ cm}^3} = 0,0532\text{ l}$$

$$t_{\text{Mezcla rápida}} (s) = \frac{0,0532(l)}{\text{Caudal} \left(\frac{l}{h}\right) \times} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

Con la ecuación 3.10 se obtuvo el tiempo de mezcla rápida en la prueba, para un caudal inicial de 839,05 l/h:

$$t_{\text{Mezcla rápida}} (s) = \frac{0,0532 (l)}{839,05 \left(\frac{l}{h}\right) \times \frac{h}{3600\text{ s}}} = 0,23\text{ s}$$

La tabla 3.4 muestra los tiempos de mezcla rápida obtenidos para los distintos caudales.

Tabla 3.4 Caudal, tiempo de residencia y tiempo de mezcla rápida utilizados en la planta piloto

Caudal entrada (gpm)	Caudal entrada (l/h)	Tiempo de residencia (h)	Tiempo de mezcla rápida (s)
3,69	839,05	2	0,23
3	681,37	2,46	0,28
2	454,25	3,69	0,42
1	227,12	7,39	0,84

3.2.4 Eficiencia del sistema

Con los resultados anteriores para la reducción de la DQO, se realizaron los cálculos necesarios para obtener la eficiencia de la planta y se obtuvo con la siguiente ecuación:

$$\%Eficiencia = \frac{DQO\ entrada - DQO\ tope}{DQO\ entrada} \times 100 \quad (Ec.3.11)$$

Utilizando la ecuación 3.11 se realizaron los cálculos para obtener la eficiencia y los resultados estarán en la tabla 3.5

$$\%Eficiencia = \frac{330 - 320}{330} \times 100 = 3,03$$

Tabla 3.5 Comportamiento de la planta piloto en la eficiencia de la DQO.

Muestra	Dosis (ppm)	T (°C)	Caudal (gpm)	DQO entrada (ppm)	DQO tope del clarificador (ppm)	%Eficiencia
1	0,25	60	3,69	330	320	3,03
2	0,25	60	3,69	660	690	-4,55
3	0,25	53	3,69	3500	3480	0,57
4	0,25	55	3,69	500	530	-6,00
5	0,25	53	3,69	4100	4130	-0,73
6	0,25	54	3	3280	3350	-2,13
7	0,25	55	3	500	490	2,00
8	0,25	55	3	250	320	-28,00
9	0,25	56	2	170	260	-52,94
10	0,25	55	2	1530	1510	1,31
11	0,25	48	2	932	900	3,43
12	0,25	53	1	480	781	-62,71
13	0,25	54	1	1040	980	5,77
14	0,25	52	1	340	330	2,94

Hasta ahora la metodología se ha basado en la eficiencia del clarificador, y no de los filtros presentes en la planta piloto, ya que hasta ahora el funcionamiento de la planta antes de llegar a los filtros se encontraba crítico.

3.3 Presentación de propuestas que permitan un mejor tratamiento de las aguas residuales

Los parámetros medidos de la planta piloto bajo el diseño original permitieron observar factores importantes que inciden sobre la eficiencia del sistema.

- La temperatura, en un rango de 50 a 60°C es un parámetro importante que afecta directamente al proceso químico, en este caso la coagulación y floculación.
- En la corriente de estudio, las altas variaciones de la DQO en el fondo de la columna C-4302, alteraba directamente la remoción de la DQO.
- La dosis a la cual estaba diseñada no permitía la neutralización de la materia orgánica.

En virtud de lo anterior, se incluyeron algunas propuestas para mejorar el funcionamiento de la planta:

1. Automatización de la planta, implementando la relación del potencial oxido-reducción (ORP) versus la DQO.
2. La instalación de un tanque ecualizador para estabilizar las variaciones de la DQO en el fondo de la columna y un tanque de mezcla lenta.
3. La aplicación de un oxidante en el tanque ecualizador para la oxidación de la materia orgánica.

4. La oxidación en el tanque equalizador, recirculando el lodo generado en el clarificador.
5. La oxidación en el tanque equalizador, coagulación, recirculación y la oxidación del agua clarificada, esto último para mejorar la oxidación de aquella materia orgánica excedente soluble que no pudo separarse del sistema en el proceso de sedimentación.

Estas propuestas fueron estudiadas variando la dosis de WT-95 así como el caudal, para los parámetros de pH, ORP y DQO se continuó con la metodología descrita en la sección 3.2.3.1. La eficiencia de todas las propuestas fue calculada con la ecuación 3.11. Cabe destacar que las propuestas planteadas fueron basadas en mejorar el sistema de clarificación sin considerar la filtración.

Sin embargo para dar inicio al estudio era necesario determinar el nuevo rango de dosis con que se trabajaría.

3.3.1 Pruebas de jarras

Se necesitaba pruebas de jarras para estimar un rango de dosis adecuada que permitiera la separación de la materia orgánica. Se procedió a preparar la muestra patrón de WT-95 en un balón aforado de 2000 ml, se utilizaron bancos de prueba con tres jarras cilíndricas de un (1) litro de capacidad y a cada una de ellas se les inyectaron diferentes tipos de concentraciones de WT-95. La prueba consistió en tomar varias muestras de 1 litro del agua a tratar, adicionar cantidades distintas del aditivo químico a cada envase de muestra mientras es mezclado intensamente en un equipo agitador a una velocidad aproximada de 100 rpm por un periodo de 1 minuto representando esto el proceso de mezcla rápida para la coagulación, luego

se cambia la velocidad de agitación a 40 rpm por un periodo de 3 minutos para caracterizar el proceso de floculación, durante esta etapa se observa la calidad del flóculo así como el tiempo de formación del mismo. Finalmente se detiene la agitación y se deja sedimentar por un lapso de 60 minutos para luego observar el sobrenadante clarificado, sin embargo para algunas jarras fue necesario el análisis de la DQO para conocer la dosis que aporta menor reducción.

Se puede observar en la tabla 3.6 que con dosis de 100 ppm a 250 ppm se genera una separación, es por ello que la tabla 3.7 se presenta una propuesta más detallada con el fin de obtener la mejor dosis de producto.

En las figuras B1 y B4 del anexo B se pueden observar las pruebas de jarras, cabe resaltar que la dosis de 300 ppm presentó problemas de sobredosificación generado por el exceso de carga, ocasionando que los flóculos floten en lugar de precipitar.

Las pruebas de jarras realizadas hasta el momento evidenciaron que dosis por encima de 100 ppm y menores de 300 ppm son los que permitieron la remoción del contaminante, es por ello que se decide trabajar con este rango de concentraciones en la planta piloto. La tabla 3.7 demuestra que la mayor eficiencia se obtiene con dosis de 150 ppm de WT-95 siendo esta de 41,14 %, en segundo lugar la dosis de 200 ppm con 37,82%, y sucesivamente la dosis de 250 y 100 ppm.

Una prueba que se realizó para descartar la posibilidad que la zona de mezcla rápida era quien afectaba el proceso, fue la de realizar pruebas de jarras aplicando tiempos de mezcla rápida menores a 1 segundo, para observar si había formación de flóculos o si se observaba algún anormalidad

de la materia orgánica, refiriéndose a que quizás ese tiempo no era suficiente para que la materia se neutralizara y pudiera formar el floculo, demostrando que no era necesario aumentar el tiempo de mezcla rápida.

Tabla 3.6 Determinación del rango de dosis de WT-95.

Mezcla rápida: 3 min a 100 rpm			
Mezcla lenta: 1 min a 40 rpm			
Producto: WT-95			
Dosis (ppm)	T (°C)	pH	Observación
0,25	55	10,1	No hubo corte
0,5	56	10,1	No hubo corte
5	57	10,0	No hubo corte
10	56	10,1	No hubo corte
20	57	10,1	No hubo corte
30	56	10,0	No hubo corte
50	57	10,1	Corte muy ligero
100	57	10,2	Buen corte
150	56	10,1	Buen corte
250	57	10,1	Buen corte
300	56	9,90	Demasiada carga

Tabla 3.7 Determinación del rango de dosis con WT-95.

Mezcla rápida: 3 min a 100 rpm				
Mezcla lenta: 1 min a 40 rpm				
Producto: WT-95				
Dosis (ppm)	T(°C)	DQO inicial(ppm)	DQO final(ppm)	%Eficiencia
100	57	1530	1200	21,57
150	56	1580	930	41,14
200	57	1560	970	37,82
250	57	1570	990	36,94

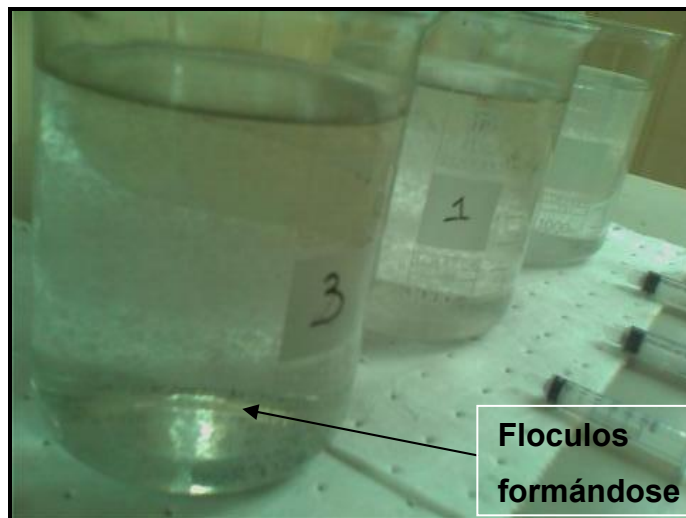


Figura 3.15 Vista de la dispersión presente en la prueba de jarra

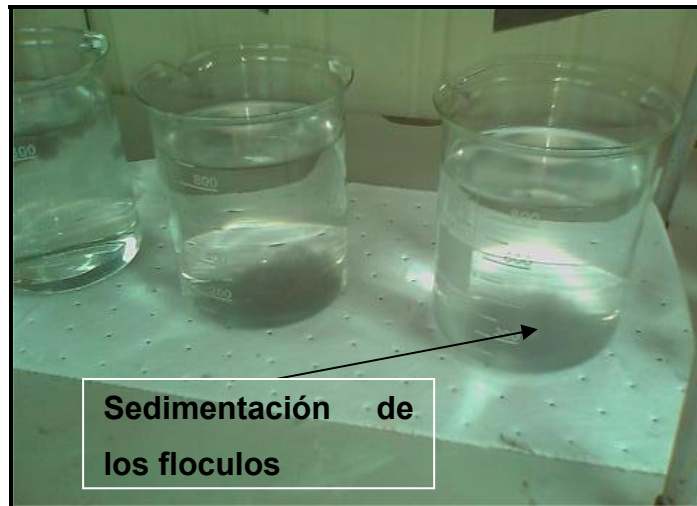


Figura 3.16 Prueba de jarra con dosis de coagulante WT-95 sedimentadas.



Figura 3.17 Corte de la jarra con 150 ppm de WT-95.



Figura 3.18 Muestra de jarra con 300 ppm de coagulante WT-95.

3.3.2 Automatización de la planta, implementando la relación del potencial oxido-reducción (ORP) versus la DQO

Para el 10 de agosto del 2010, la planta piloto trabajaba en forma manual y esto hacía que no respondiera a las variaciones de la columna. Una buena parte del agua contaminada que entraba al sistema quedaba retenida, generando un descontrol en los análisis y esto impactaba directamente los resultados del sistema.

Como se observa en la tabla 3.5 las variaciones de la DQO en la entrada de la planta piloto debían ser controladas ya que tales perturbaciones no permitían un buen control de la DQO y como no existe un medidor directo de este parámetro, el personal de Nalco sugirió utilizar esta metodología que fue aceptada por Supermetanol donde el ORP es una medida de la estabilidad de la solución en cuanto a las concentraciones de

agentes oxidantes y reductores, es decir mide la actividad de oxidación en el agua, relacionada con el pH y el contenido de oxígeno y la DQO es un parámetro que mide indirectamente la cantidad de materia orgánica susceptible de ser oxidada por medios químicos que hay en una muestra líquida (Nalco, 2006), entonces se estableció la relación ORP versus DQO automatizando el sistema por adición de polímero coagulante.

Para ello se realizaron los siguientes pasos:

3.3.2.1 Relación de ORP versus DQO

El primer paso para la atomización fue la calibración de los sensores por el método analítico para darle mayor confiabilidad a los resultados.

El segundo paso fue obtener la data, donde se encuentre relacionada la DQO con el ORP, para tal fin durante varias semanas se tomaron los datos de estos parámetros y se observan en la figura 3.19, se obtuvo una tendencia exponencial ya que fue quien más se le ajusto al sistema, se observa que entre más negativo sea el ORP mayor será la DQO, al analizar la DQO y midiendo el ORP se realizaba pruebas de jarra verificando la dosis a la cual debía darse la separación y se presenta en la tabla 3.8. Una vez establecido la relación de ORP vs. DQO se realizó la automatización con la adición de polímero coagulante. Se utilizó la aplicación del control con el almacenador de información y se instaló el control lógico programable (PLC) (figura 3.20).

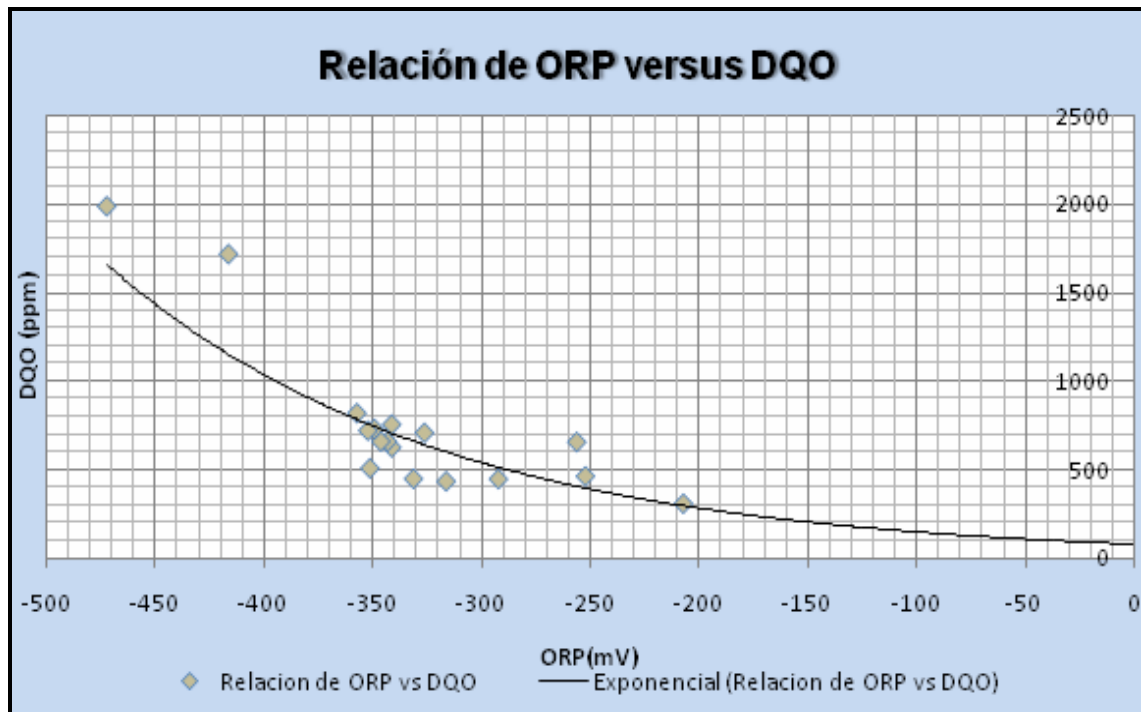


Figura 3.19 Relación de ORP vs DQO

Tabla 3.8 Relación de ORP con la dosis de WT-95.

Rango de ORP (mV)	Dosis de WT-95 (ppm)
> -100	50
[-101 , -300]	100
[-301 , -400]	150
[-401 , -500]	200
[-501 , -600]	250
< -600	288



Figura 3.20 Instalación del PLC en la planta piloto

La automatización consistía en recibir la señal del sensor de ORP, ésta era transmitida al panel y a su vez al sistema PLC, donde se controlaba la variable a estudiar emitiendo una señal al elemento final de control en este caso la bomba dosificadora y ésta administraba el producto según el ajuste recibido por el controlador (figura 3.21). Al sistema PLC se le programó inicialmente la tabla 3.8, a medida que se iba obteniendo resultados, la dosis de la tabla iba siendo modificada hasta obtener el ajuste de la misma, estos ajustes fueron un total de 5 rangos estudiados para mejorar la eficiencia de la planta piloto (tabla 3.9).

Tabla 3.9 Rangos utilizados en la propuesta de la automatización de la planta piloto.

Rango de ORP (mV)	Rango 1	Rango 2	Rango 3	Rango 4	Rango 5
> -100	50	80	100	120	140
[-101 , -300]	100	120	130	150	170
[-301 , -400]	150	150	150	180	200
[-401 , -500]	200	200	200	200	230
[-501 , -600]	250	250	250	250	250
< -600	288	288	288	288	288

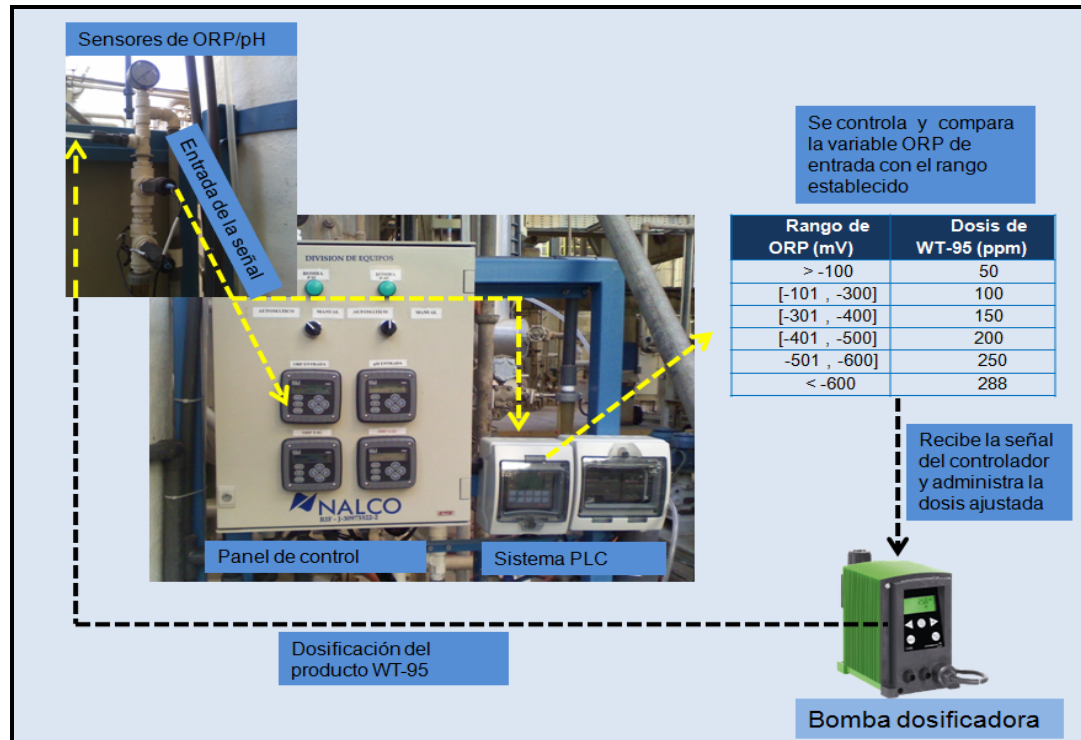


Figura 3.21 Automatización de la planta piloto

La relación de ORP con la dosis a la cual debía dosificar la bomba se encontraban en unidades de ppm y éstas debían ser llevadas a ml/h.

La capacidad de la bomba se realizó con la siguiente ecuación:

$$\text{Capacidad de la bomba} \left(\frac{\text{ml}}{\text{h}} \right) = \text{Dosis (ppm)} \times \text{Caudal} \left(\frac{\text{l}}{\text{h}} \right) \times \frac{1}{\text{densidad de WT-95}} \quad (\text{Ec.3.12})$$

Si el caudal a tratar era 2 gpm= 424,25 l/h y la dosis 150 ppm, sustituyendo en la ecuación 3.12 se tiene:

$$\text{Capacidad de la bomba} \left(\frac{\text{ml}}{\text{h}} \right) = 150(\text{ppm}) \times 424,25 \left(\frac{\text{l}}{\text{h}} \right) \times \frac{1}{1300 \frac{\text{mg}}{\text{ml}}} = 52,41 \text{ ml/h}$$

Este procedimiento se realizó para conocer la capacidad a la cual trabajaría la bomba, ya que como se sabe la bomba trabaja por capacidades de ml/h y no por ppm.

Para mayor exactitud en la tabla 3.10 muestra la programación que tenía el PLC para un caudal de 2 gpm. Este procedimiento se realizó para los demás caudales y los resultados se observan en las tablas B1, B2, B3, B4, B5 del anexo B.

Tabla 3.10 Data programada al PLC para un caudal de 2gpm y con el rango de dosis establecido por pruebas de jarras.

Rango de ORP (mV)	Capacidad de la bomba (ml/h) con el rango 1
> -100	17,47
[-101 , -300]	34,94
[-301 , -400]	52,41
[-401 , -500]	69,88
[-501 , -600]	87,36
< -600	100,63

3.3.3 Instalación de un tanque ecualizador para estabilizar las variaciones de la DQO y un tanque de mezcla lenta

Otra manera de controlar las variaciones de la DQO durante el estudio era la instalación de un tanque ecualizador (figura 3.22), muchas veces estos tanque son instalados para controlar las variaciones de grandes caudales y para controlar las perturbaciones de la DQO, así como también el pH, temperatura. Además, se consideró colocar un

tanque de mezcla lenta, este tanque no debe tener ningún tipo de accesorio para mejorar la floculación sino más que todo se ideó como un tanque de reposo generando más tiempo para la formación de flóculos (figura 3.23).



Figura 3.22 Instalación de un tanque ecualizador y tanque de mezcla lenta.

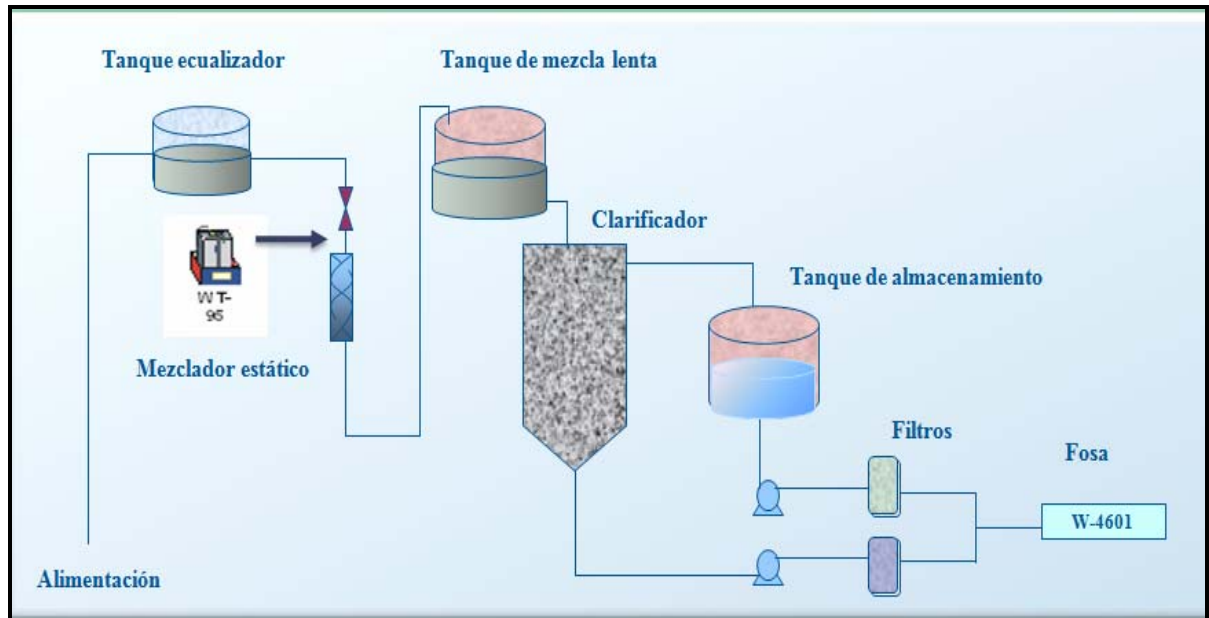


Figura 3.23 Instalación de tanque ecualizador y tanque de mezcla lenta en la planta piloto.

Las variaciones en la entrada de la DQO causaron fluctuaciones en la planta piloto, para saber que tan evidente eran estas perturbaciones, por una semana se realizaron análisis de la DQO cada media hora en la entrada de la planta piloto, obteniéndose la siguiente data, esta data fue un promedio que se realizó por los análisis tomado cada uno en su tiempo correspondiente. Los análisis iniciaban a las 7:30am hasta las 4:00 pm de la tarde observando en la figura 3.24 que a horas del medio día la DQO se dispara llegando a valores de hasta 4400 ppm. El periodo de transición del agua en el tanque ecualizador fue considerado para cinco (5) horas, tiempo suficiente para que el agua de alimentación se estabilizara ya que según la figura 3.16 desde las 7:30 am a 12:30 pm son las horas donde se observaba los valores críticos de la DQO y ésto iba a permitir que se controlara las concentraciones de la materia orgánica en la entrada de la planta.

Lo que se tenía en campo era un tanque con capacidad de 1200 l para mantenernos en 1000 l y evitar desbordar el agua a tratar, el caudal de entrada al tanque equalizador se cálculo de la siguiente manera:

$$Q1 - Q2 = \text{acumulado} \quad (\text{Ec.3.13})$$

donde:

Q1= caudal de entrada al tanque equalizador (gpm).

Q2= caudal de salida del tanque equalizador (gpm).

El acumulado será el volumen a mantener entre el tiempo de retención necesario:

$$\text{Acumulado} = \frac{1000\text{l}}{5\text{h}} = \frac{200\text{l}}{\text{h}} = 0,88\text{gpm}$$

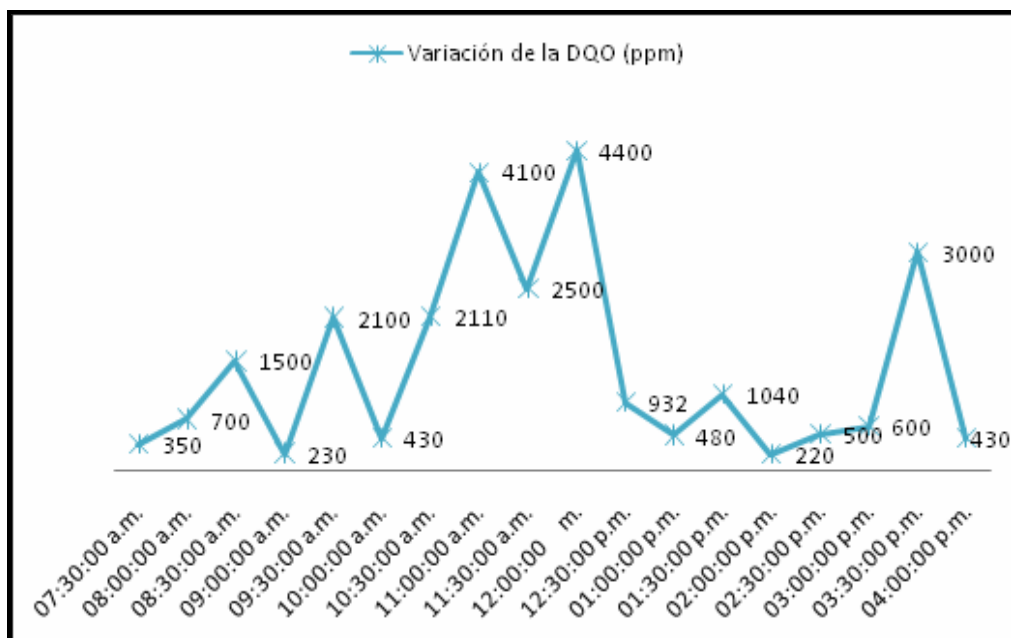


Figura 3.24 Variación de la DQO del efluente a tratar en la planta piloto.

Se tiene entonces:

$$Q_1 - Q_2 = \quad (\text{Ec.3.14})$$

Como se sabe el caudal de salida del tanque ecualizador fue el caudal que se varia en la prueba, por lo tanto nos quedo de la siguiente manera

$$Q_1 = 0,88 + \quad (\text{Ec.3.15})$$

Utilizando la ecuación 3.15 se obtuvo el caudal que debía tener el tanque ecualizador, la tabla 3.11 muestra los caudales utilizados.

$$Q_1 = 0,88 + 3,69 = 4,57 \text{ gpm}$$

Tabla 3.11 Caudales manejados en la planta piloto para mantener cinco (5) horas el agua en el tanque ecualizador.

Caudal de entrada al tanque de ecualizador (gpm)	Cauda variable (gpm)
4,57	3,69
3,88	3
2,88	2
1,88	1

Como no se contaba con otro rotámetro, para el control del caudal en la entrada del tanque ecualizador se utilizó una válvula de bola y midiendo el caudal con la siguiente ecuación

$$Q = \frac{V_1}{t_1} + \frac{V_2}{t_2} + \dots \quad (\text{Ec.3.16})$$

donde:

V1= volumen de la muestra tomada en un tiempo determinado (ml).

t1=tiempo en el cual se tomo la muestra de agua (s).

Estas mediciones se realizaron diez veces y una vez calculado con la ecuación 3.16 era convertido a gpm, el sistema de conversión fue el siguiente:

$$\frac{ml}{s} \times \frac{l}{1000ml} \times \frac{60s}{min} \times \frac{264,17galones}{1000l} = gpm$$

El procedimiento que se realizó para cada caudal en la entrada del tanque ecualizador fue el siguiente y los resultados se encuentran en la tabla B6 a B10 del anexo B.

$$Q = \frac{980}{3,36} + \frac{960}{3,33} + \frac{830}{2,96} + \frac{860}{2,98} + \frac{970}{3,33} + \frac{830}{2,90} + \frac{870}{3,03} + \frac{860}{2,96} + \frac{910}{3,14} + \frac{920}{3,17}$$

$$Q = 288,17 \frac{ml}{s} \times \frac{l}{1000ml} \times \frac{60s}{min} \times \frac{264,17galones}{1000l} = 4,57gpm$$

3.3.4 Aplicación de un oxidante en el tanque ecualizador para la oxidación de la materia orgánica

En las propuestas anteriores el tratamiento del agua se basaba en la aplicación de solo coagulante con el fin de atrapar aquellas trazas de alcohol y subproductos que se generaban en la destilación del metanol y hacer que ésta en su mayoría precipitara, para esta nueva propuesta se consideró la

oxidación parcial de esta materia orgánica. Ya existen métodos con alto grado de aplicación para el tratamiento de efluentes industriales para aquella materia orgánica que presentara contaminantes orgánicos tóxicos. En los últimos 15 años se han propuesto los procesos de oxidación avanzada como una alternativa para el tratamiento de aguas contaminadas con sustancias difícilmente biodegradables. Estos se basan en el alto potencial de oxidación del radical hidroxilo, capaz de oxidar un amplio espectro de contaminantes de manera rápida y no selectiva (Mecalf & Eddy, 1995). En la figura 3.25 se puede observar el diagrama de esta propuesta.

3.3.4.1 Selección del agente oxidante

Para la selección del agente oxidante es necesario conocer la disponibilidad del producto así como su poder oxidante, en la tabla 2.2 aparecen algunos ejemplos. En este caso se tenían disponibles el hipoclorito de sodio (NaClO) al 12,5% y el peróxido de hidrógeno (H_2O_2) al 50%, sin embargo el H_2O_2 es un producto con más alto poder de oxidación que el NaClO , por tal motivo se seleccionó el H_2O_2 como producto oxidante para ser dosificado en el tanque equalizador.

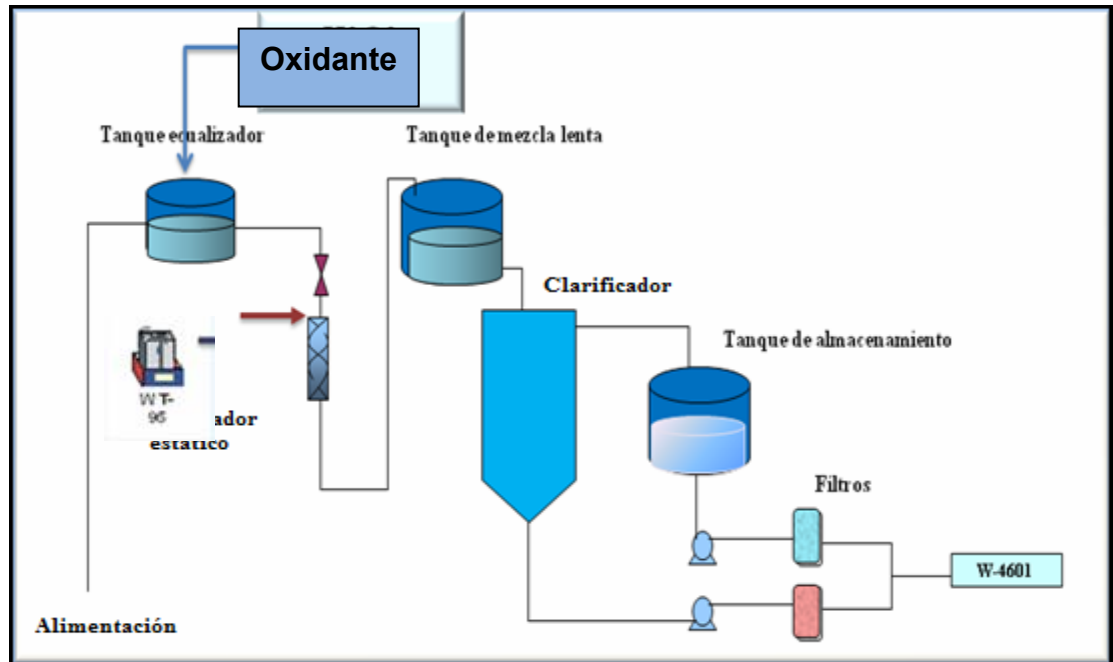


Figura 3.25 Diagrama de la aplicación del oxidante en el tanque equalizador.

3.3.4.2 Determinación de la dosis del oxidante

Se realizó por medio de pruebas de jarras donde se tomó en cuenta lo siguiente:

- Variación de dosis en cada jarra de 100 a <300 ppm de WT-95 y de diferentes concentraciones H_2O_2 .
- Temperatura del sistema.
- pH inicial y final.

Para la realización de esta prueba se tomaron muestras en envases de plásticos de cuatro (4) litros de capacidad y se continuó con el procedimiento de la prueba de jarra. Cabe destacar que el H_2O_2 a dosis

elevadas la separación de la materia orgánica era inmediato, sin embargo no se podía trabajar con tales dosis porque se producía interferencia con el análisis de la DQO, resultados que se encuentran en la tabla B.14 del anexo B.

Se determinó que la dosis recomendada fue 120 ppm de H_2O_2 evitando la interferencia y obteniéndose la mayor eficiencia en disminución de la DQO.

3.3.4.3 Aplicación del H_2O_2

El H_2O_2 fue aplicado en el tanque equalizador por carga, ya que no se poseía de una bomba dosificadora. Dependiendo del caudal con que se trabajaba en ese momento el producto era aplicado al inicio y a la mitad del periodo de estudio del sistema.

3.3.5 Oxidación en el tanque equalizador, recirculando el lodo generado en el clarificador

Otro punto observado fue la concentración de la DQO a la cual se encontraba operando la planta, el diseño de la planta piloto fue realizado para un $DQO > 8000$ ppm, en su momento de estudio se encontraba con valores menores a 1000 ppm por lo que no llegaban a los valores establecidos en el diseño, esto ocasionaba que la materia orgánica al encontrarse en menor cantidad el choque entre las partículas era menor y por ende la velocidad de sedimentación disminuía, por tal motivo al colocar la recirculación del lodo el choque entre las partículas aumentaría, y al ganar mayor peso el floculo la velocidad de sedimentación aumentaría, para observar como quedaba el sistema (figura 3.26).

3.3.5.1 Determinación de la cantidad de lodo a recircular en la prueba piloto

Para conocer la cantidad de lodo a recircular, se realizó mediante prueba de jarra, con el fin de conocer con qué porcentaje de lodo se trabajará.

Se tomó una muestra de 8 litros de lodo y se realizó la prueba dos veces tomando el promedio de la DQO, valores mostrados en la tabla 3.12

Para el cálculo de la eficiencia de la prueba de jarra se utilizó la ecuación 3.11, sustituyendo los DQO de la tabla 3.12 se obtuvo:

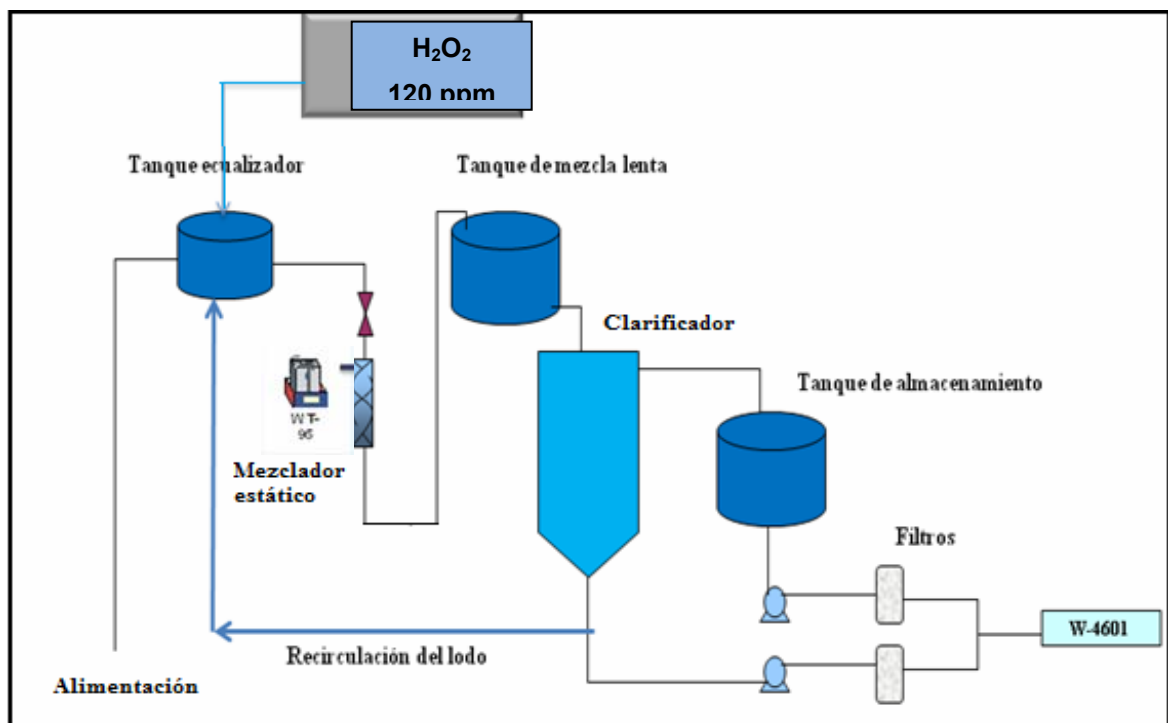


Figura 3.26 Diagrama de la aplicación del oxidante en el tanque equalizador y recirculación de lodo.

$$\%Eficiencia = \frac{1510 - 590}{1510} \times 100 = 60,93$$

La tabla 3.12 muestra los porcentaje de lodo con que se realizó la prueba y los resultados obtenidos en la prueba, según los resultados trabajar con 5% de lodo genera un 92,05% de eficiencia, sin embargo el 2% presentaba un porcentaje de remoción aceptable siendo este de 91,13%, permitiendo manejar menos lodo en el sistema y se evitaría sedimentaciones más rápidas en el tanque equalizador, la figura 3.27 muestra el montaje de la prueba de jarra.

Tabla 3.12 Resultados de la prueba de jarra con recirculación de lodo.

Muestra	DQO (ppm)	% Eficiencia
Alimentación	1510	-
Coagulante 150 ppm H₂O₂ 120 ppm	590	60,93
1% de lodo	140	90,73
2% de lodo	134	91,13
5% de lodo	120	92,05

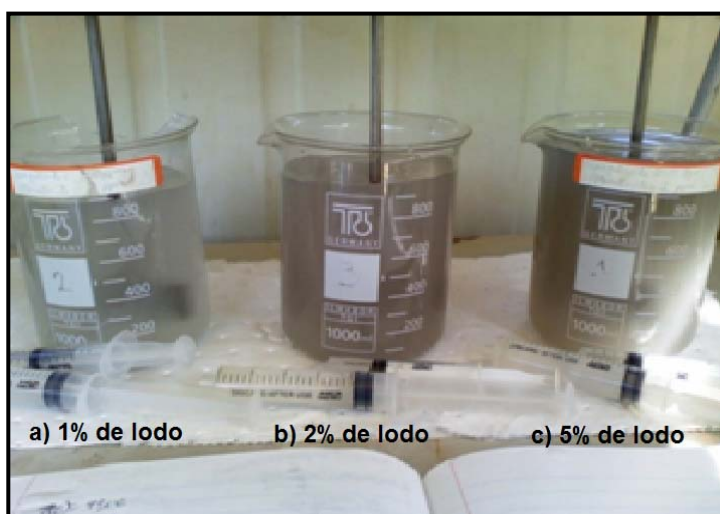


Figura 3.27 Prueba de jarra con recirculación de lodo.

3.3.6 Oxidación en el tanque ecualizador con recirculación, añadiendo un oxidante en el tanque de almacenamiento

Se consideró esta propuesta ya que se pensó que quizás parte de la materia orgánica no reaccionó con el tratamiento manteniéndose disuelto en el agua, por ende se aplicó otro oxidante para mejorar la remoción de la DQO. En la figura 3.28 se observa el montaje de este sistema.

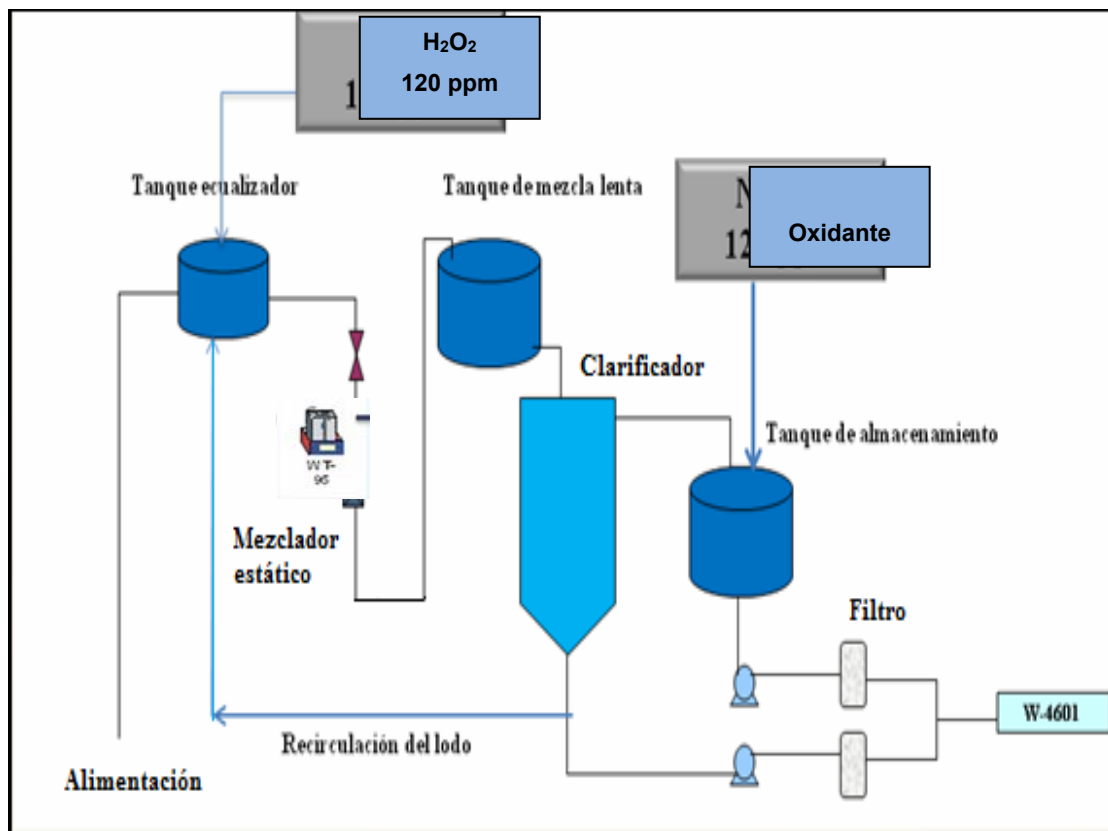


Figura 3.28 Diagrama de la aplicación del oxidante en el tanque ecualizador y recirculación de lodo y oxidación en el tope.

3.3.6.1 Determinación de la dosis de oxidante

Al igual que las demás propuestas se realizó una serie de pruebas de jarras para estimar la dosis adecuada de producto oxidante, como se sabe el agua ya viene con peróxido de hidrógeno pero no se sabía qué cantidad se encontraba, como en muchos estudios en proceso de desinfección se realiza con NaClO se decide trabajar en este caso con este producto, además evitando que la interferencia con el análisis no afectará en la evaluación de la planta piloto para reducir la DQO.

Las pruebas de jarra arrojaron una dosis de 120 ppm de NaClO. Trabajar con dosis por encima de 120 ppm se ocasionaba una interferencia en el análisis de la DQO, en la tabla B.11 del anexo B se observa la prueba con NaOCl.

3.4 Selección de la propuesta más idónea para tratamientos del efluente

Para la selección de la propuesta se consideró la tabla 3.15 donde se presentan las propuestas y los estudios que se realizaron en la planta piloto.

Tabla 3.13 Selección de la propuesta más idónea para tratamiento del efluente

	Propuesta	%Eficiencia					%Máxima eficiencia obtenida
		Caudal (gpm)	Rango 1	Rango 2	Rango 3	Rango 4	
1	Automatización de la planta piloto implementando la relación de ORP versus la DQO	3,69					
		3					
		2					
		1					
2	Instalación de un tanque ecualizador	Dosis (ppm)				%Máxima eficiencia obtenida	
		Caudal (gpm)	120	150	200		250
		3,69					
		3					
		2					
1							
3	Oxidación en el tanque ecualizador	3,69					
		3					
		2					
		1					
4	Oxidación en tanque ecualizador con recirculación de lodo	3,69					
		3					
		2					
		1					
5	Oxidación en el tanque ecualizador con recirculación añadiendo un oxidante en el tanque de almacenamiento	3,69					
		3					
		2					
		1					

Se analizarán las eficiencias obtenidas y se seleccionará la máxima eficiencia obtenida en la planta para cada propuesta, luego estos valores máximos se compararán entre sí, para seleccionar la mejor propuesta.

3.4.1 Estudio de los filtros

Hasta ahora la planta piloto se enfocó en mejorar el sistema de clarificación y en segundo lugar la eficiencia de los filtros. Para estudiar el rendimiento de los filtros se consideró hacerlo una vez que se conociera cual de las propuestas era la mejor para el tratamiento del agua, por lo tanto una vez conocido esto, se evaluaron los filtros por separados y de la siguiente manera:

Para el filtro de tope del clarificador la entrada fue el agua clarificada la cual podría traer cierta cantidad de materia que no reaccionó con el tratamiento y por ello se colocó en función del caudal en el cual trabajaría la planta piloto y se determinó la eficiencia del mismo mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Eficiencia} = \frac{DQO_{\text{tope}} - DQO_{\text{salida del filtro}}}{DQO_{\text{tope}}} \times 100 \quad (\text{Ec.3.8})$$

$$\text{Eficiencia} = \frac{1210 - 1150}{1210} \times 100 = 4,96$$

El funcionamiento del filtro de fondo era atrapar la materia orgánica generada en el clarificador, este procedimiento se realizaba cuando el nivel del lodo no estuviera dentro de los límites permisibles por el diseño del clarificador, es decir más del 30% del lodo generado (Nalco, 2006)

Para el filtro de fondo del clarificador se observó cuanto tiempo tardaba en taponarse, manteniendo la abertura del caudal en su máximo flujo y se iba

registrando a través del tiempo hasta que el caudal llegara a cero, valor que indica que ya no existe paso de fluido, por obstrucción del medio filtrante.

Para el filtro tope del clarificador se realizó mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Eficiencia} = \frac{DQO_{\text{fondo}} - DQO_{\text{salida de los filtros}}}{DQO_{\text{fondo}}} \times 100 \quad (\text{Ec.3.7})$$

$$\% \text{ Eficiencia} = \frac{5610 - 5010}{5610} \times 100 = 10.7$$

Estos valores serán reflejados en la tabla C.1 y C.2 del anexo C.

CAPÍTULO 4

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Caracterización del agua residual proveniente de la torre de destilación C-4302

Con el fin de conocer la composición química que presentaba el agua que iba hacer tratada en la planta piloto, las muestras recibidas por el laboratorio de Nalco en Naperville, Illinois mostraron un agua cuya composición muestra presencia de sustancias tóxicas y refractarias (tabla 4.1), no se presentan valores ya que en el reporte de los resultados del laboratorio dice “fueron identificadas” cuya información se encuentran en el anexo D. Las sustancias refractarias producen una influencia directa en el consumo de oxígeno para poder degradarse, hacen que el DQO se vea afectado.

Tabla 4.1 Caracterización de la corriente de entrada de la planta piloto.

Caracterización del agua
C4-C9 Alcoholes
C14-C19 alcanos
Metanol
Etanol
Hexanal
Heptanal
Octanal
Nonanal

La eliminación efectiva de estos contaminantes orgánicos en las aguas residuales es un problema de gran importancia y cuya solución urge, pues afecta principalmente a la fosa 4601, está a la fosa 6403, y ésta es descarga al mar.

Los resultados de los análisis de cationes metálicos observados en la tabla 4.2, que se encuentran reportados el anexo D1, al ser comparados con el decreto 883, muestra que el agua a tratar no está fuera de los límites permisible que emite la ley, prácticamente son mínimos y están lejos de causar un problema en la corriente de entrada, además en comparación con los otros cationes analizados, el sodio se encuentra en 80 ppm, ésto se debe a que en el fondo de la columna se le inyecta soda cáustica para controlar la acidez que se genera en el proceso de destilación de metanol. Al encontrarse el sodio en el efluente líquido del fondo de la columna, este reacciona con los alcoholes, formando alcoxidos, compuestos que se consideran refractarios, es decir, otro compuesto que altera la DQO en el efluente de la torre de destilación y para su degradación consumen mas oxigeno elevando la DQO. Hasta ahora se demuestra que las posibles materias orgánicas que alteran la DQO son una serie compuestos de alcoholes, aldehídos, alcoxidos e hidrocarburos alifáticos como los alcanos.

Tabla 4.2 Cationes metálicos totales en el agua de entrada de la planta piloto.

Cationes metálicos totales		Decreto 883
Aluminio (Al)	<0,03 mg/l	5 mg/l
Bario (Ba)	<0,005 mg/l	5 mg/l
Boro (B)	<0,02 mg/l	5 mg/l
Cadmio (Cd)	<0,005 mg/l	0,2 mg/l
Calcio (Ca)	<0,01 mg/l	
Cromo (Cr)	<0,015 mg/l	2 mg/l
Cobre (Cu)	<0,03 mg/l	1 mg/l
Hierro (Fe)	0,25 mg/l	10 mg/l
Plomo (Pb)	<0,1 mg/l	0,5 mg/l
Litio (Li)	<0,005 mg/l	
Magnesio (Mg)	<0,15 mg/l	
Manganeso (Mn)	<0,005 mg/l	2 mg/l
Molibdeno (Mo)	<0,02 mg/l	
Níquel (Ni)	<0,01 mg/l	
Fosforo (P)	<0,03 mg/l	10 mg/l
Potasio (K)	<0,15 mg/l	
Silica (SiO ₂)	<0,15 mg/l	
Sodio (Na)	80 mg/l	
Estroncio (Sr)	<0,005 mg/l	
Vanadio (V)	<0,01 mg/l	
Zinc (Zn)	<0,010 mg/l	5 mg/l
Calcio (CaCO ₃)	<0,01 mg/l	
Magnesio (CaCO ₃)	<0,62 mg/l	
Sodio (CaCO ₃)	170 mg/l	

En la tabla 4.3 se observarán otros análisis fisicoquímicos para la caracterización del agua, información que se encuentra en el anexo D1, entre ellos resaltan la DQO, pH y ORP ya que fueron los parámetros que se monitorearon en la planta piloto y además de ser analizados por Naperville también fueron analizados en SOCA. Cabe destacar que las DQO de ambos análisis presentan diferencias debido a que la muestra en SOCA se realizaron el mismo día de tomar la muestra, en cambio la de Naperville se tuvo que esperar a que llegaran a su destino para su posterior análisis.

La muestra mostró un ORP negativo, lo que permite decir que el agua a tratar era un agua netamente aniónica siendo muy reductora en cuanto al parámetro del potencial oxido reducción, lo que demuestra que esta agua es escasa en oxígeno, y que en efecto la aplicación de coagulante catiónico sería la mejor opción para su tratamiento.

4.2 Análisis del funcionamiento de la planta piloto

Para el análisis de la planta piloto se consideró ponerla en marcha a las condiciones de diseño como muestra la tabla 3.1 y verificar si la planta funcionaba con la dosis fija a 0,25 ppm de WT-95 y caudal de 3,69 gpm. La figura 4.1 muestra el porcentaje de eficiencia de la planta en cuanto a la remoción de la DQO; se observa que no hay un porcentaje definido para cada corrida, refiriéndose a un caudal y dosis fija, para tomar como ejemplos el caudal de 3,69 gpm la remoción varía desde aproximadamente 0,5% a 3%, por tal motivo se siguió variando el caudal desde 3, 2, 1 gpm simultáneamente manteniendo la dosis del WT-95, observándose que todavía no había remoción de la materia orgánica, y por ende la eficiencia de la planta piloto no presentaba los valores deseados por el personal de Nalco.

Tabla 4.3 Otros parámetros fisicoquímicos analizados en el agua de entrada a la planta piloto

Parámetros	Muestra del Laboratorio de Naperville	Muestra del Laboratorio SOCA
pH	10,1	10,5
Conductividad	470 μ S/cm	
Demanda química de oxígeno	260 mg/l	450 mg/l
Carbón orgánico (C) filtrado	83 mg/l	
Sólidos suspendidos totales a 105°C	<2,5 mg/l	
Sulfito	<0,010 mg/l	
Acido acético	<3 mg/l	
Acido butanoico	<3 mg/l	
Acido propinoico	<3 mg/l	
Nitrógeno	<10 mg/l	
ORP		-410 mV
Aceite y grasas	<1,0 mg/l	

Las observaciones que se tomaron en cuenta fueron las fluctuaciones de la DQO en la entrada de la planta piloto que se encuentran en la tabla 3.5, impedían el control del mismo, se presentaban valores desde 170 ppm a 4100 ppm, además estos valores no correspondían a los valores que presentaba la empresa en el tiempo que se realizó el análisis del efluente líquido del fondo de la columna C-4302, valores que llegaban a >8000 ppm, cuando se maneja con mayor cantidad de materia orgánica en un sistema como este, la probabilidad del choque de moléculas es mayor y por ende la separación de la materia se hace más fácil, motivo que se consideró para realizar las propuestas.

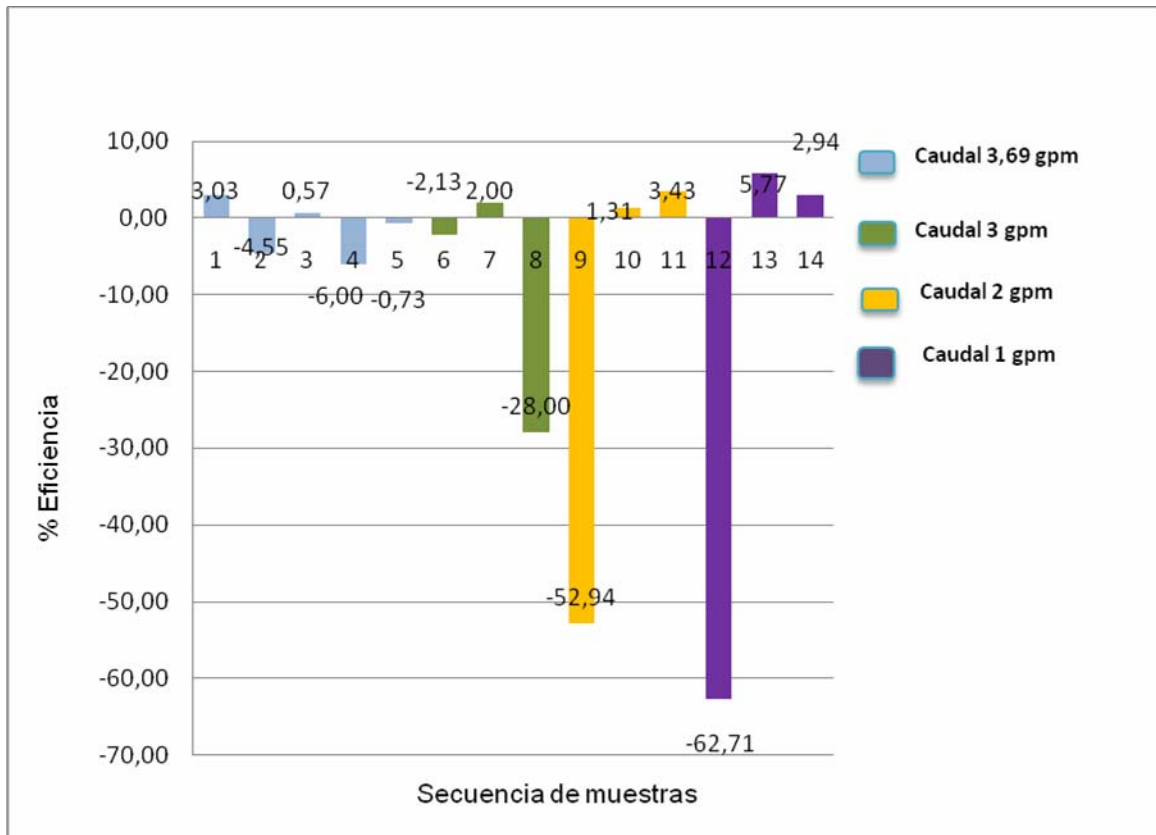


Figura 4.1 Porcentaje de reducción de DQO en la planta piloto a dosis de 0,25 ppm de WT-95, variando el caudal

Otras de las observaciones presentes en la planta piloto fue la del ORP (tabla 4.4), la entrada del agua a tratar era netamente negativo y salía por el tope del clarificador positiva, este fenómeno demuestra que ocurría una oxidación ya que según la teoría toda agua que genera un potencial positivo se considera oxidada, el fenómeno que ocurre es debido a las fuerzas de London- Van der Waals, al aplicar un coagulante catiónico se desestabiliza la suspensión que presenta el agua y al ocurrir esto la fuerzas electrostática que viene siendo la carga electrónica que presenta la molécula se neutraliza y por ende la molécula queda susceptible al proceso de coagulación y los

electrones que presentaban antes del tratamiento ya no generan el mismo potencial negativo (Nalco 2006).

Las pruebas para la separación de la materia orgánica realizadas originalmente fueron a 45°C, siendo ésta la del diseño, en campo la temperatura se encontró en un rango de 50-60°C. Este parámetro es muy importante dada su influencia en la velocidad de sedimentación, ya que a mayor temperatura mayor es la velocidad de reacción, por lo tanto cuando se aplica un coagulante la velocidad de que este reaccione con la materia orgánica se hace más susceptible, pero por otro lado el oxígeno es menos soluble en aguas calientes que en aguas frías, entonces al combinar el aumento de la velocidad de reacción con la disminución de oxígeno es causa frecuente de agotamiento de las concentraciones de oxígeno disuelto (Metcalf & Eddy, 1995) y por lo tanto la DQO se ve implicado en este caso.

En la planta piloto al presentarse el agua a temperatura mayores a la del diseño y aplicando el coagulante, serian beneficiosos para la formación de los flóculos por la teoría expuesta anteriormente, en campo no se observaba tal descripción, aunque la velocidad de sedimentación mejore por la temperatura, la dosis no era suficiente para generar el fenómeno de la coagulación, por lo tanto se considera que una posible causa de esto fue la dosis aplicada, la concentración era muy baja y no permitía la separación de la materia orgánica, hay que resaltar que se habla de aquella materia orgánica que sea posible de separarse en el tratamiento ya que el agua presentaba metanol, y este con el tratamiento propuesto no podía precipitar debido a que el agua y el metanol son completamente solubles.

Tabla 4.4 Datos obtenidos en campo a condiciones de diseño.

Muestra	T(°C)	pH entrada	ORP entrada (mV)	pH Tope del clarificador	ORP Tope del clarificador (mV)	ORP Fondo del clarificador (mV)
1	60	9,8	-256	9,6	28	-125
2	60	10,2	-270	9,9	45	-103
3	53	9,6	-410	9,3	27	-176
4	55	10,2	-210	9,9	60	-174
5	53	10,1	-460	9,8	10	-150
6	54	9,5	-470	9,4	9	-125
7	55	10,5	-270	10,4	14	-136
8	55	9,8	-210	9,7	8	-145
9	56	10,4	-210	10,2	1	-107
10	55	10,3	-410	9,9	33	-123
11	48	10,5	-240	10,4	35	-122
12	53	10,6	-250	10,4	2	-134
13	54	10,2	-310	10,3	24	-73
14	52	9,8	-270	9,4	4	-125

En la figura 4.2 se puede visualizar las condiciones del agua en el momento de su tratamiento y se observó lo siguiente:

- Separación muy pobre.
- No se aprecia la precipitación de flóculo.
- Se observa arrastre de flóculos en el tanque de almacenamiento.

Se esperaba que al aumentar el tiempo de residencia la calidad del flóculo mejorará, pero no fue así, sino que se mantenía un flóculo un poco

más grande pero menos denso que el agua y éste flotaba en el tanque de almacenamiento.

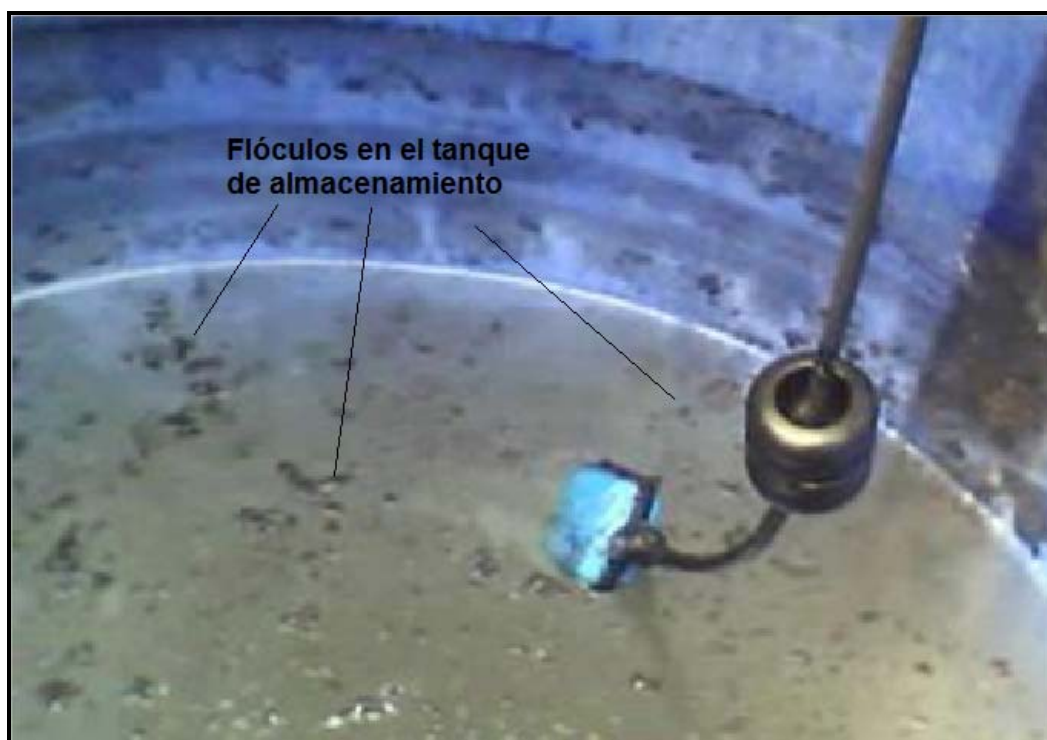


Figura 4.2 Vista del tanque de almacenamiento de agua clarificada a dosis de 0,25 ppm de WT-95.

4.3 Presentación de propuestas que permitan un mejor tratamiento de las aguas residuales

Las siguientes propuestas son el producto del análisis del funcionamiento de la planta y como se explica en el sección 3.3 lo primero para iniciar el estudio fue la realización de pruebas de jarra y éstas demostraron que el rango de dosis para lograr la separación era desde 100 ppm a <300 ppm de WT-95.

4.3.1 Automatización de la planta, implementando la relación del potencial oxido-reducción (ORP) versus la DQO

En esta propuesta se trabajó con diferentes rangos de dosis, rangos que se pueden observar en la figura 4.3 donde la data para realizar la figura se encuentra en las tablas D.1 a D.4, como se explicó en la sección 3.3.2.1, se inició con un rango elaborado en campo por medio de pruebas de jarras, la variable a controlar que era la dosis, la cual iba siendo modificada hasta evaluarse en diferentes caudales y obtener el mejor porcentaje de remoción.

Para este momento la mejor data de remoción la presentaba el rango de dosis número cuatro (4) obteniendo una eficiencia hasta 23,57% con caudal de 1 gpm, destacando que la concentración de la DQO en la entrada es muy importante a la hora de reducir la DQO (tabla 4.5) porque se demostró que cuando la planta piloto presenta la DQO por encima de 1000 ppm se tiene elevados valores de remoción en comparación con aquellos que presentaban valores mínimos y el rango de dosis que pudo controlar dichos cambios fue el rango cuatro (4) tomando en cuenta un factor muy importante como es el tiempo de residencia, en este caso ese tiempo permitió observar que se generaba un lodo más denso y mejoraba la remoción de la DQO en el sistema piloto, sin embargo la eficiencia que proporcionaba no era la deseada.

Una de las observaciones de esta propuesta es que los rangos establecidos por el orden de ORP eran muy amplios y el mínimo cambio de ORP que se generaba en la planta, se consideraba que la DQO era la misma y la dosis de coagulante se mantenía constante, y por lo tanto no sabíamos si la DQO se mantenía y si eso no era cierto la dosis para ese momento no era la correcta.

Tabla 4.5 Monitoreo de los parámetros fisicoquímicos para la propuesta de la automatización de la planta piloto

Muestras	T (°C)	pH entrada	ORP entrada (mV)	pH Tope	ORP Tope (mV)	Caudal (gpm)	Tiempo de residencia (h)	DQO Entrada (ppm)	DQO Tope (ppm)	%Reducción
1	53	9,80	-256	9,90	85	3,69	2	4170	3670	11,99
2	53	10,20	-270	9,96	93	3,69	2	630	740	-17,46
3	53	9,60	-410	10,00	107	3,69	2	1395	1250	10,39
4	54	10,20	-210	9,97	123	3,69	2	1720	1480	13,95
5	54	10,10	-460	9,65	101	3,69	2	224	430	-91,96
6	54	9,50	-470	9,43	94	3	2,5	4530	3870	14,57
7	52	10,50	-270	9,32	100	3	2,5	468	396	15,38
8	54	9,80	-210	10,40	102	3	2,5	1900	1530	19,47
9	54	10,40	-210	10,20	86	3	2,5	734	600	18,26
10	53	10,30	-410	9,91	154	3	2,5	1990	2480	-24,62
11	53	10,50	-240	10,81	130	2	3,7	375	390	-4,00
12	54	10,60	-250	9,41	80	2	3,7	663	560	15,54
13	53	10,20	-310	9,56	24	2	3,7	426	424	0,47
14	56	9,98	-420	9,43	120	2	3,7	1390	1120	19,42
15	57	9,87	-370	10,75	130	2	3,7	3100	2860	7,74
16	53	9,45	-280	10,35	112	1	7,4	1030	860	16,50
17	53	10,40	-285	10,30	102	1	7,4	2100	1730	17,62
18	54	10,60	-270	10,39	104	1	7,4	350	330	5,71
19	55	10,11	-243	10,22	125	1	7,4	4880	3730	23,57
20	55	10,00	-435	10,12	105	1	7,4	550	460	16,36

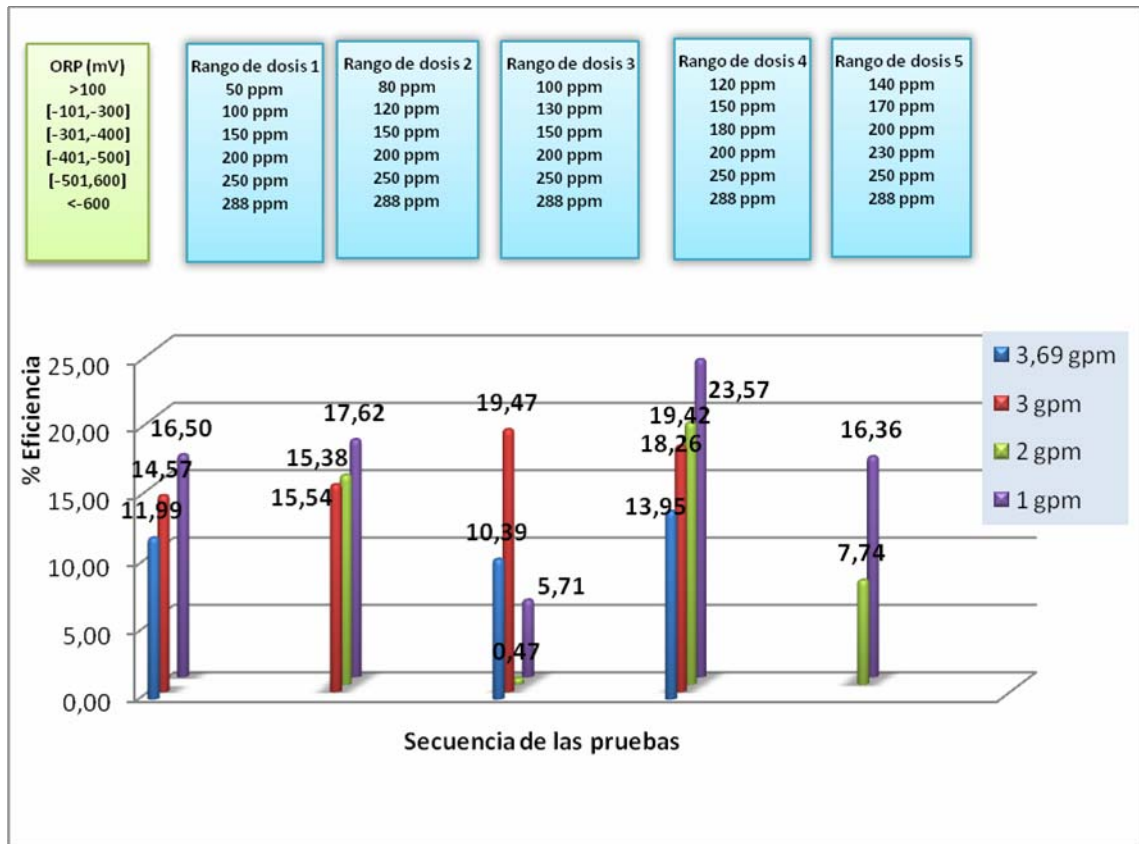


Figura 4.3 Porcentaje de reducción de la DQO en la planta piloto empleando la automatización del ORP versus la DQO.

En la figura 4.4 data que se encuentra en la tabla D.5, muestra el monitoreo que se obtuvo de la DQO en la entrada de la planta con la tendencia que tenía el ORP en el día de su estudio, se refleja que si había casos donde la ORP se encontraba relacionada con la DQO como se observa en los valores de ORP de -270 mV donde la DQO muestra semejanza en ppm, pero para un mismo ORP de -210 mV la DQO se encontraba una en 1720 ppm y otra 734 ppm observando gran diferencia por lo que relacionar tales parámetros fue difícil, además que en el análisis se planteó que entre más negativo se encuentre el agua debía la DQO ser mayor, estudio que no se cumplió.

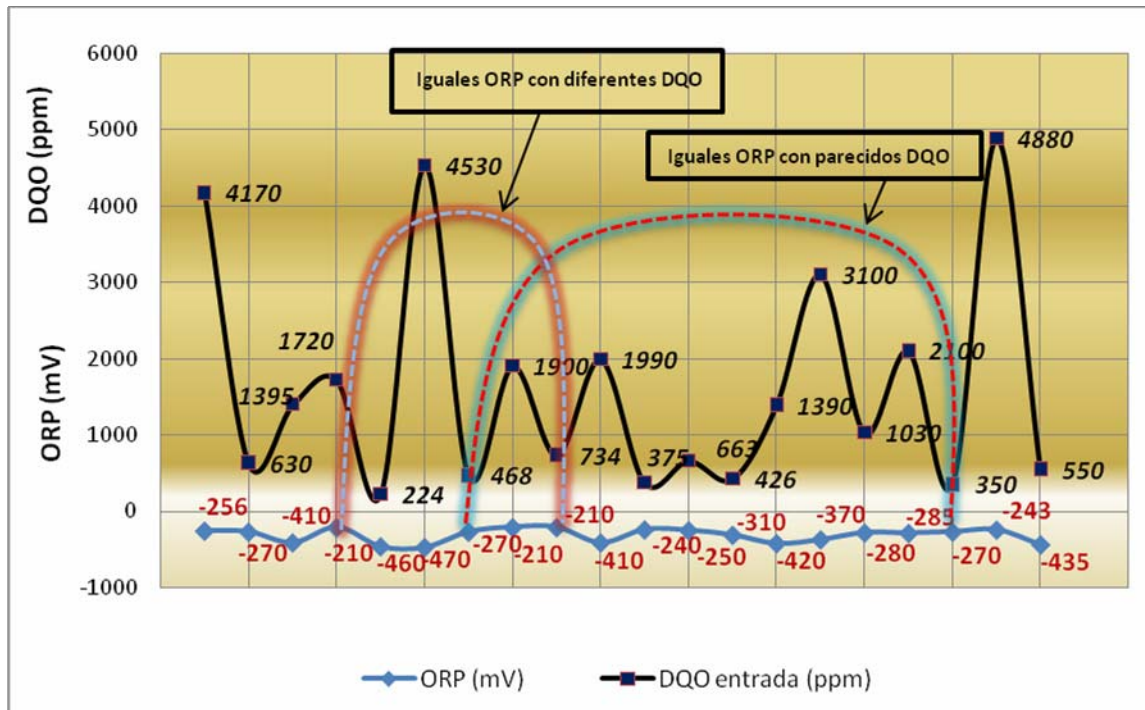


Figura 4.4 Monitoreo del ORP y DQO en la planta piloto.

Además el sistema no funcionaba cuando la DQO se encontraba por debajo de 600 ppm, no había reducción necesaria de la DQO, según esta propuesta la mejor manera de trabajar tenía que ser por medio de pruebas de jarras cada vez que se iniciara una corrida, por lo que tampoco sería confiable ya que si los cambios de DQO eran tan bruscos el hacer pruebas para fijar una dosis no garantizaría la separación de la materia orgánica.

Se estableció la relación del ORP versus la DQO con la finalidad de automatizar el sistema con la adición de polímero coagulante y así poder separar la materia orgánica para mejorar la eficiencia de la planta, sin embargo al observar los resultados la afinidad del ORP con la DQO no es directa, se pensaba que la materia orgánica generaba una estabilidad electrónica específica y se esperaba que estuviera relacionada con la

cantidad de materia orgánica que pasará en su momento, para que así la bomba administrará la cantidad de producto correspondiente, sin embargo esta metodología no se cumplió, la cantidad de materia que entraba al sistema no siempre presentaba la misma estabilidad, el contenido de electrones que presentaban variaban y por lo tanto la eficiencia de la planta se vio afectada no llegando a los valores deseados y sin todavía controlar las perturbaciones de la DQO.

4.3.2 Instalación de un tanque ecualizador para estabilizar las variaciones de la DQO y un tanque de mezcla lenta

Para esta propuesta se aplicó coagulante WT-95, se varió el tiempo de residencia por medio del caudal y la dosificación de producto; las siguientes figuras muestra el desempeño de la planta a tales variaciones, cuyos datos se encuentran en la tabla D.6 a D.9 del anexo D.

La figura 4.5 muestra el porcentaje de remoción en un sistema con dosis fija de 120 ppm y variación de caudal, el mayor porcentaje de remoción obtenido fue la que presentó el caudal de 1 gpm con un promedio 16,70 % de eficiencia y que hasta ahora las perturbaciones de la DQO se han podido controlar en la entrada de la planta piloto. En la figura 4. 6 la eficiencia promedio fue de 34,83 % siendo el porcentaje más alto en cuento a las variaciones de caudales, a su vez los valores de la DQO fuerón los más altos en su estudio.

Es de resaltar la figura 4.7 ya que se puede observar que aunque el caudal era diferente de 2 gpm y 1 gpm, el porcentaje de remoción dio el mismo, esto es debido a los estudios con caudal de 2 gpm la DQO se

encontraba hasta 5100 ppm y para 1gpm este se encontraba a 1980 ppm, por lo que es importante decir que entre mayor cantidad de materia orgánica entra a la planta piloto, la remoción es mayor y esto mejora el sistema, también junto con ello mantener un caudal bajo como 1 gpm mejoraría la formación y precipitación del floculo.

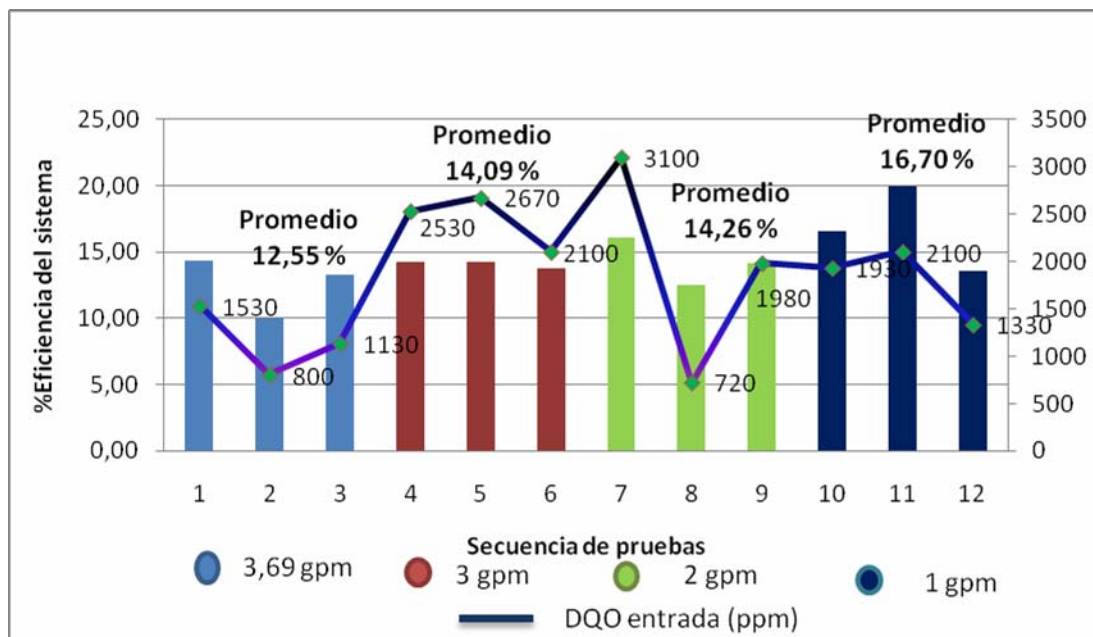


Figura 4.5 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 120 ppm de WT-95.

Si se compara las figuras 4.7 y 4.8, ambas demostraron que el mejor porcentaje de remoción se da en el caudal de 1gpm y que a menor dosis la remoción mejora, aunque para caudales de 3,69 gpm y 3 gpm el porcentaje de remoción mejoró con respecto a la figura 4.7 pero esto es debido a la cantidad de materia orgánica que entró en su momento de estudio, corroborando que a mayor cantidad de la DQO la eficiencia de la planta mejora.

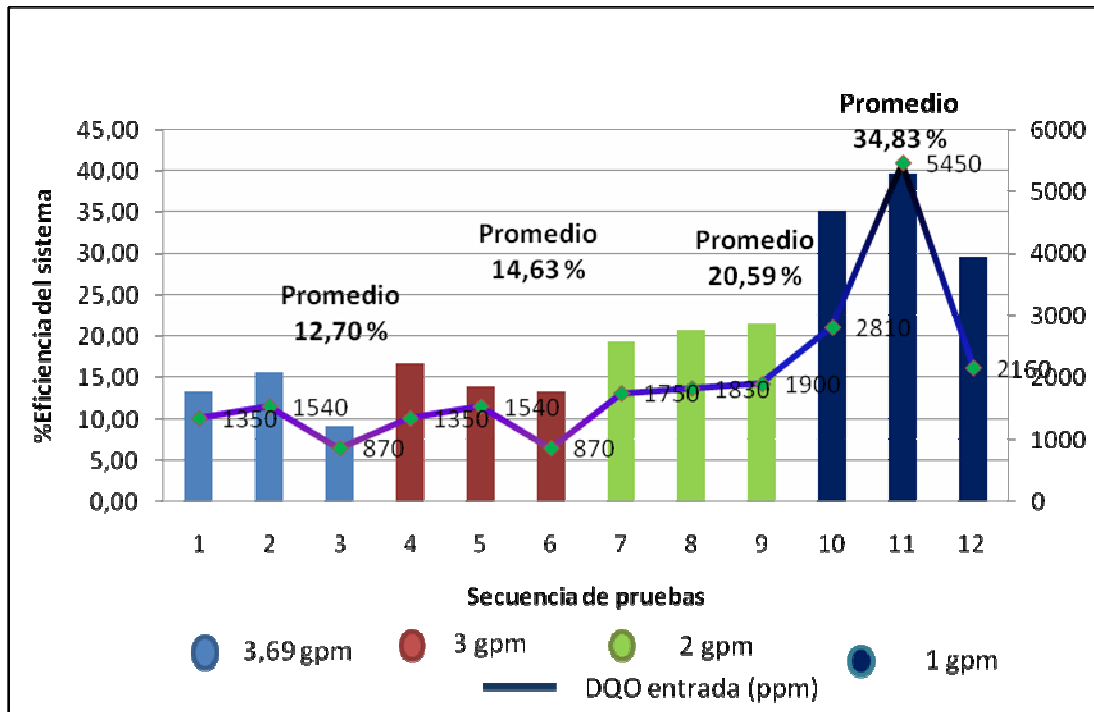


Figura 4.6 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 150 ppm de WT-95.

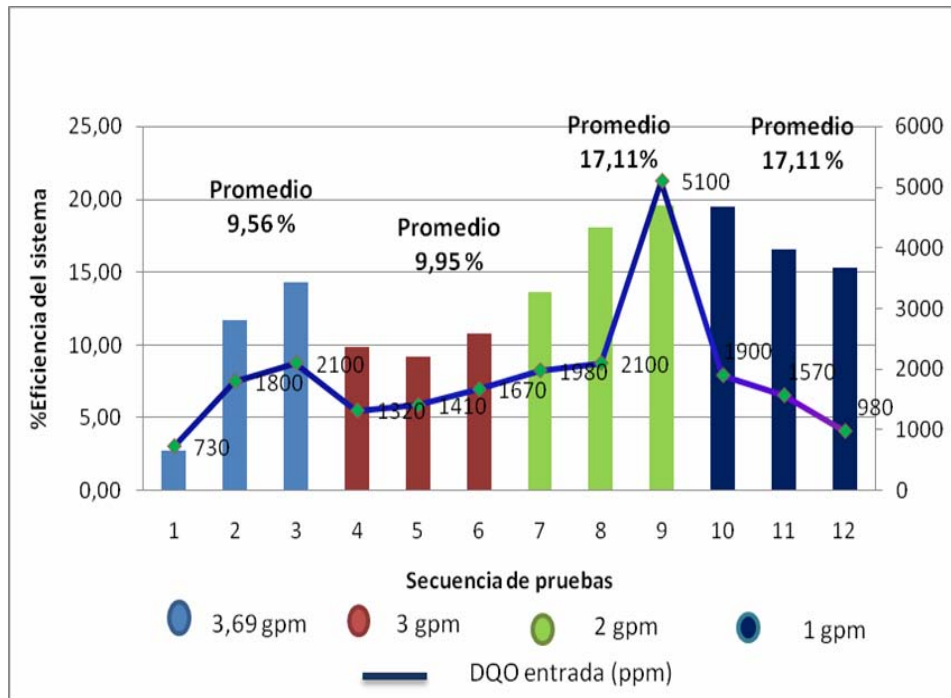


Figura 4.7 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 200 ppm de WT-95.

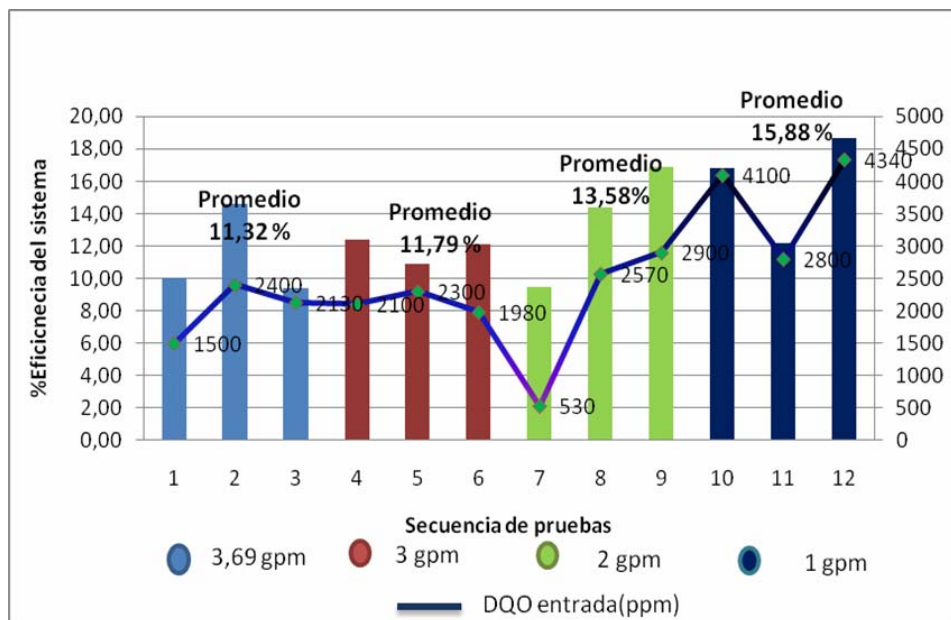


Figura 4.8 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales y dosis de 250 ppm de WT-95.

Analizando todas figuras (4.5, 4.6, 4.7 y 4.8) es notable observar que la planta piloto mejora la eficiencia a mayor tiempo de residencia, es decir mejora la formación de flóculos, los resultados de esta propuesta demuestran que el mayor porcentaje de remoción fue de 34,83% a 1 gpm para la dosis de 150 ppm. Cabe resaltar que las pruebas de jarras en la sección 3.3.1, demostraron que el máximo porcentaje de remoción posible para la aplicación de solo coagulante fue de un 41%, valor que corresponde prácticamente al obtenido en campo tomando en cuenta las fluctuaciones que se presentaban como las variaciones de la DQO, ya que en jarras las concentraciones de la DQO era el mismo y trabajar por encima de 250 ppm no sería factible ya que al observar los resultados de la figura 4.8 ésta va disminuyendo la eficiencia al agregar mayor cantidad de producto, permitiendo decir que a dosis de esta magnitud inicia el proceso de sobredosificación donde la materia orgánica se sobrecarga ocasionando la activación de los electrones y esto hace que los floculos generados inicialmente se separen, disminuyendo la densidad del floculo y por ende no hay precipitación de la materia.

4.3.3 Aplicación de un oxidante en el tanque ecualizador para la oxidación de la materia orgánica

Hasta ahora el tratamiento fue basado en coagulación, floculación y sedimentación, con esta propuesta se buscó tratar el agua de otra forma en cuanto a su composición química manteniendo el diseño de la planta piloto, el agua a tratar presentaba trazas de alcoholes, aldehídos, alcanos, sales orgánicas conocidas como alcoxidos, estas sustancias se consideran tóxicas y en algunos casos refractarias, la aplicación de un oxidante mejora los procesos de coagulación y floculación disminuyendo la DQO, y según la teoría al oxidar alcoholes y aldehídos estos se convierten en ácidos

carboxílicos mejorando el efecto del coagulante, es decir, se disminuye la solubilidad de aquellos compuestos que no pueden ser separados fácilmente con sólo la aplicación de coagulante.

Los resultados obtenidos en esta propuesta muestran las variaciones de coagulante y caudal, así como la aplicación del peróxido de hidrógeno, dosis que se estimó por pruebas de jarra explicado en la sección 3.3.4.2 que la concentración de dicho compuesto fue de 120 ppm evitando la interferencia, ya que mediante la prueba estándar de la DQO, el H_2O_2 residual reaccionará con el reactivo del dicromato de potasio, dando por resultado un “alto” valor falso de la DQO.

La dosificación de peróxido a mayor concentración mejoraría la separación de la materia orgánica rotundamente, pruebas de jarras demostraron que la separación se daba en segundo explicación que se encuentra en la sección 3.3.4.2, sin embargo trabajar con dosis altas implicaría el uso de un secuestrantes de este oxígeno y por ende otra aplicación de producto o equipo necesario elevaría los costos, por ello se estimó trabajar en un punto donde este no afectará la DQO del agua pero se mejorará la separación de la materia orgánica a tratar.

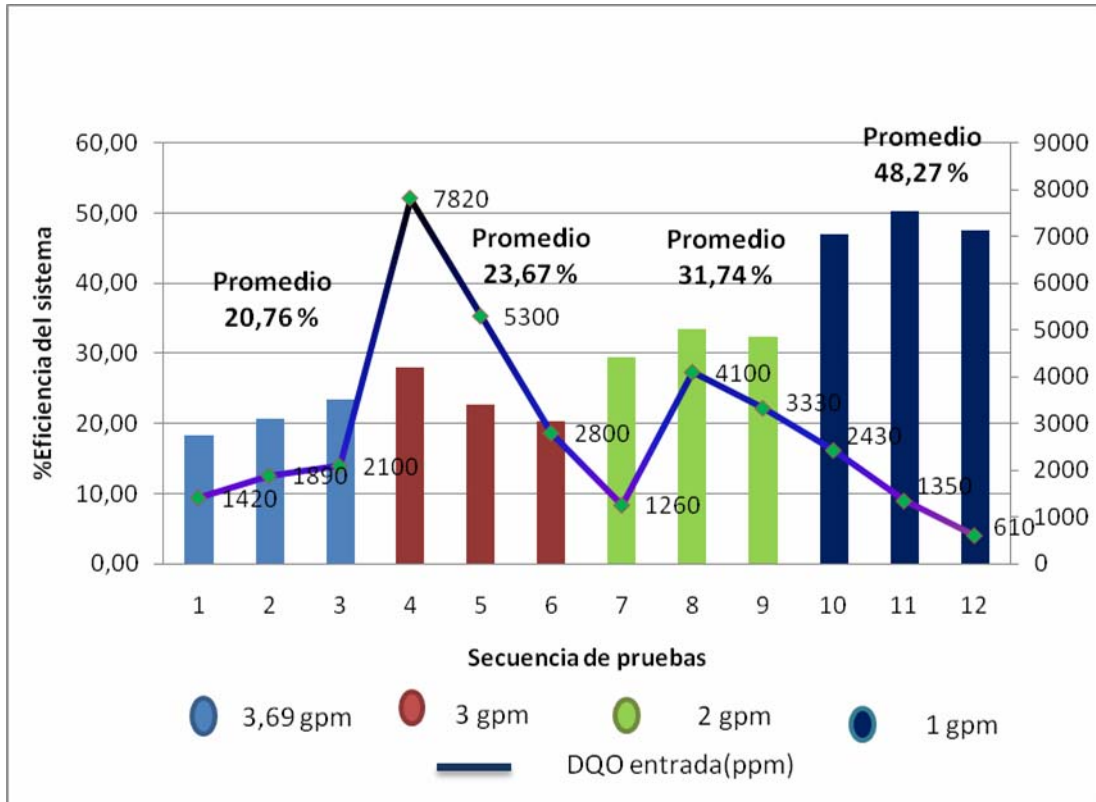


Figura 4.9 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales dosis de 120 ppm de WT-95 y 120 ppm de H₂O₂.

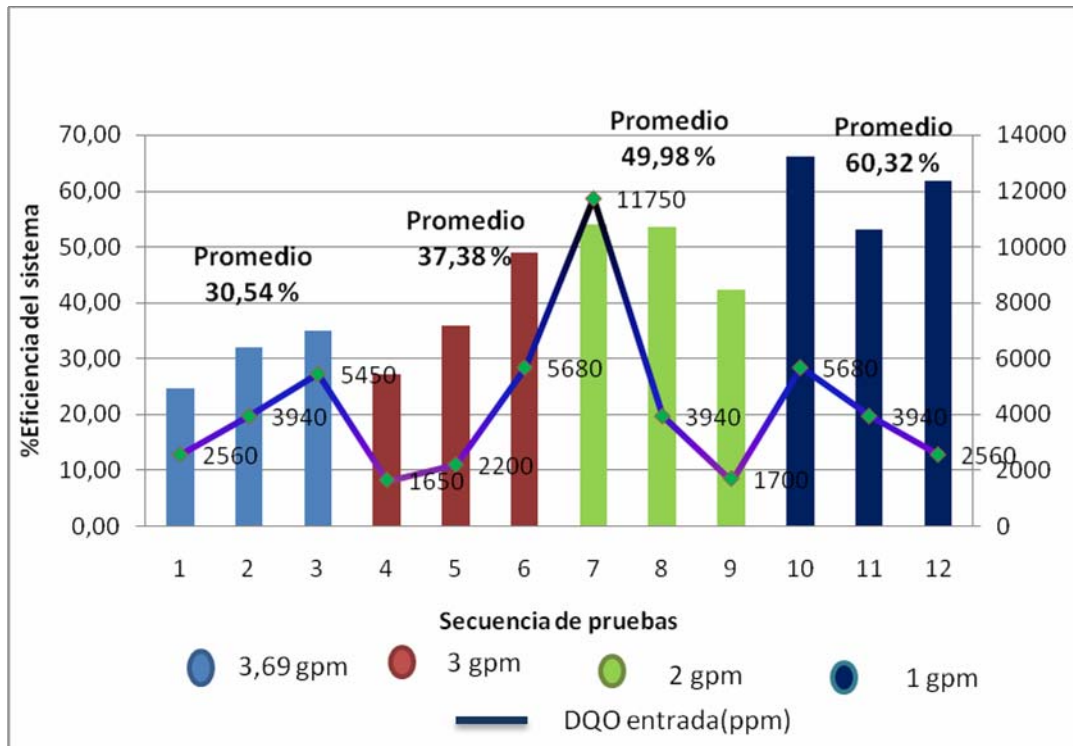


Figura 4.10 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 150 ppm de WT-95 y 120 ppm de H₂O₂.

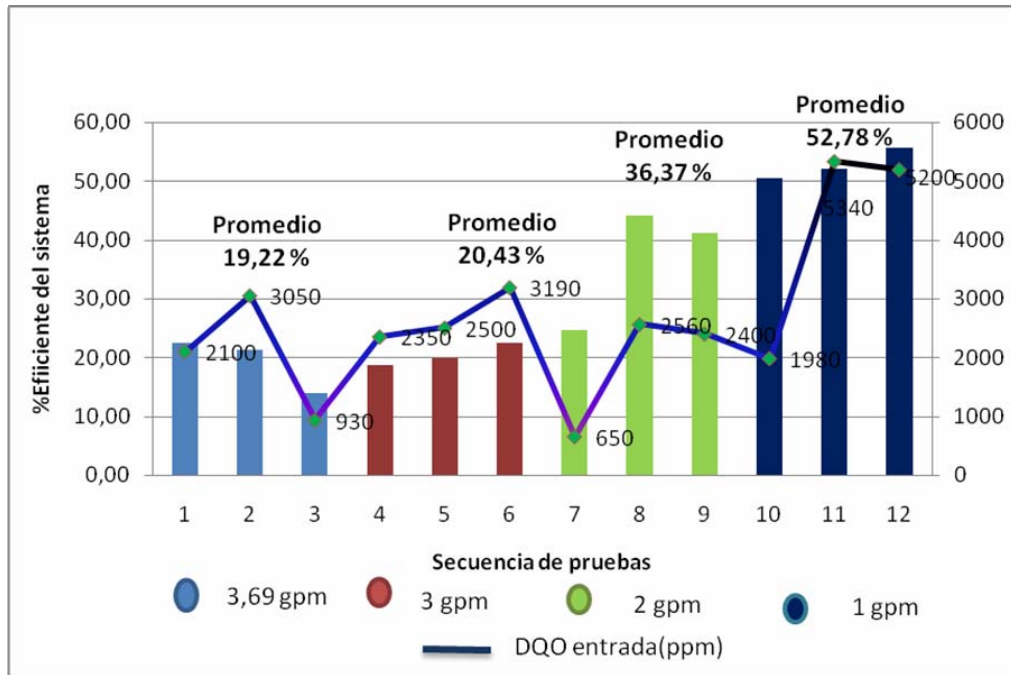


Figura 4.11 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 200 ppm de WT-95 y 120 ppm de H₂O₂.

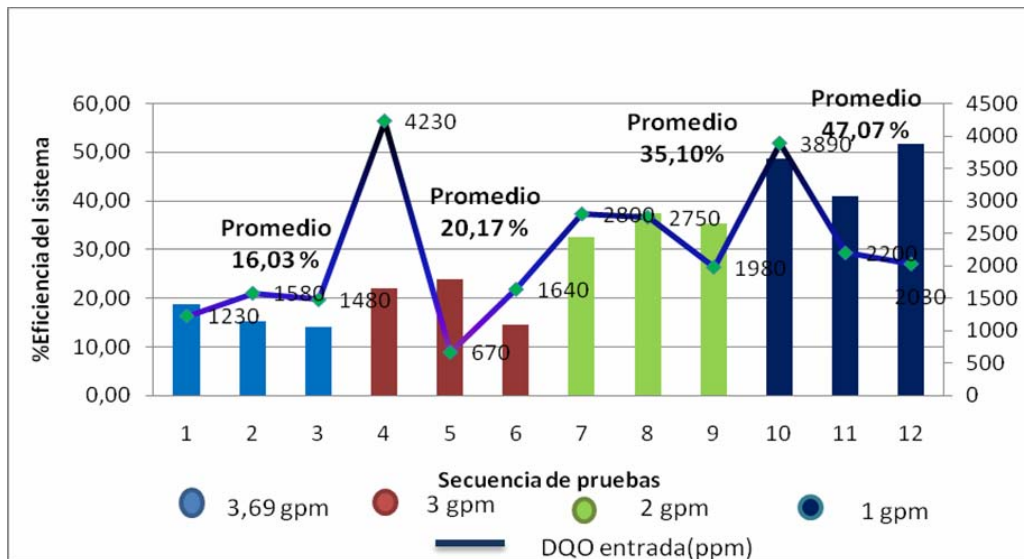


Figura 4.12 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 250 ppm de WT-95 y 120 ppm de H₂O₂.

Las figuras 4.9, 4.10, 4.11 y 4.12 data que se encuentra en las tablas D.10 a D.13 del anexo D, demuestran que se continúa con el resultado, que dosis de 150 ppm y caudal de 1 gpm son la que aportan mayor eficiencia del sistema pero esta vez con 60,32 % de remoción de la DQO, valor que indica que la aplicación de un oxidante mejoró la reducción de la materia orgánica que altera la DQO, y esto a su vez la dosificación de coagulante mejora entre 120 ppm y 150 ppm es decir implica la necesidad de utilizar menos coagulante para obtener mayor eficiencia con respecto a las otras dosis utilizadas, aunque se observa en la figura 4.9 y 4.11 que esta última, muestra mayor porcentaje de remoción para caudal de 1 gpm pero la DQO de entrada estaba por encima de 5000 ppm en cambio la figura 4.9 al solo hecho de encontrarse con 2400 ppm remueve hasta 48% y también se observa que trabajar con dosis de 250 ppm el porcentaje de remoción inicia la disminución de reducción de la DQO acción que indica que se está iniciando la sobrecarga de la materia orgánica y que agregar un poco mas de WT-95 los floculos formados subirían a la superficie como consecuencia sobrenadando en el tanque de almacenamiento.

Hasta ahora se demuestra que la planta piloto depende de tres factores para obtener un buen desempeño, primero la cantidad de materia orgánica que entra a la planta, segundo la dosis correcta y por último el tiempo de residencia con que se encuentra operando el sistema estos factores han demostrado que son lo que definen la eficiencia del mismo.

4.3.4 Oxidación en el tanque ecualizador, recirculando el lodo generado en el clarificador.

La propuesta se basó en aumentar la DQO en la entrada de la planta piloto esto se logró mediante la recirculación del fondo del clarificador, porcentaje que por medio de pruebas de jarras se obtuvo un 2% de flujo a

recircular. Las figuras 4.13 a 4.16 demuestran la eficiencia de esta propuesta, data que se encuentra en las tablas D.14 a D.17 del anexo D.

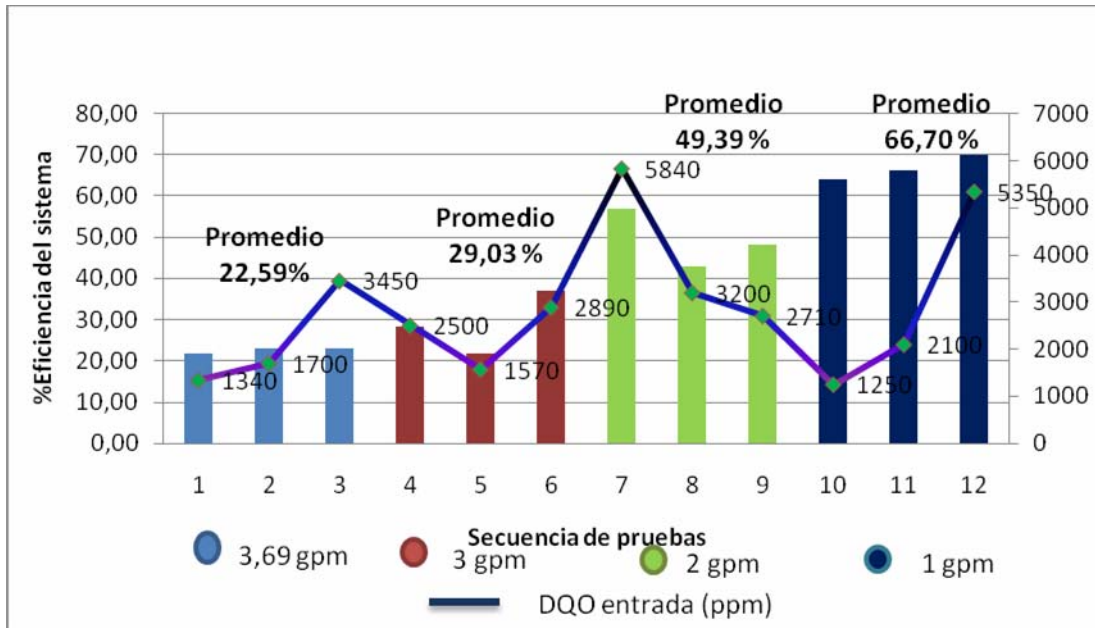


Figura 4.13 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 120 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂ y 2% de recirculación.

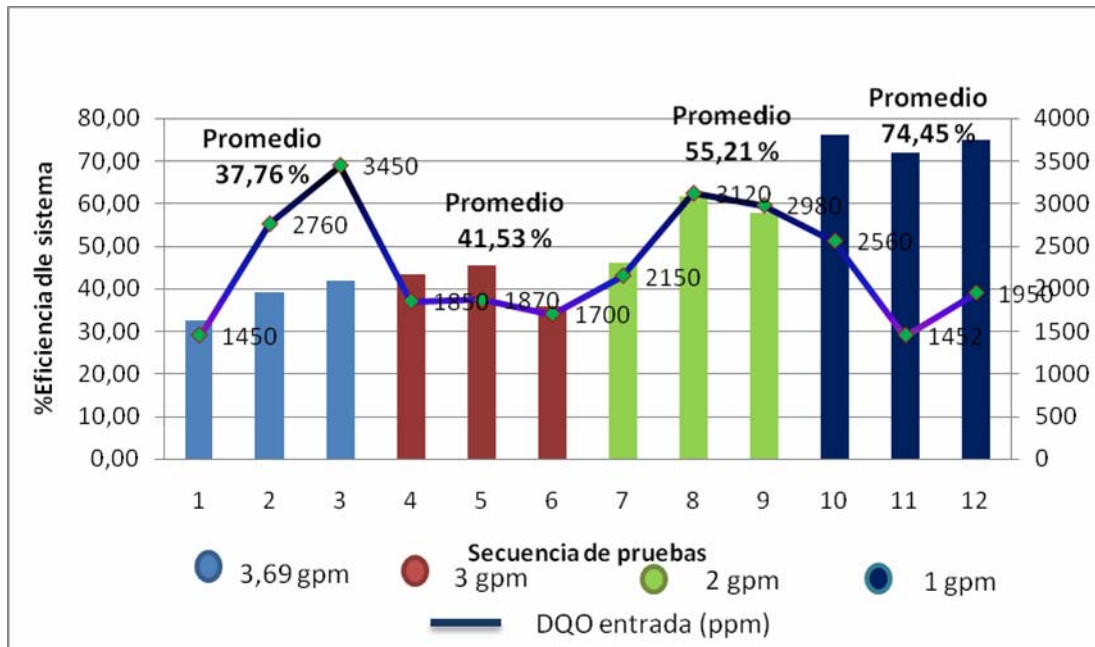


Figura 4.14 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 150 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂ y 2% de recirculación.

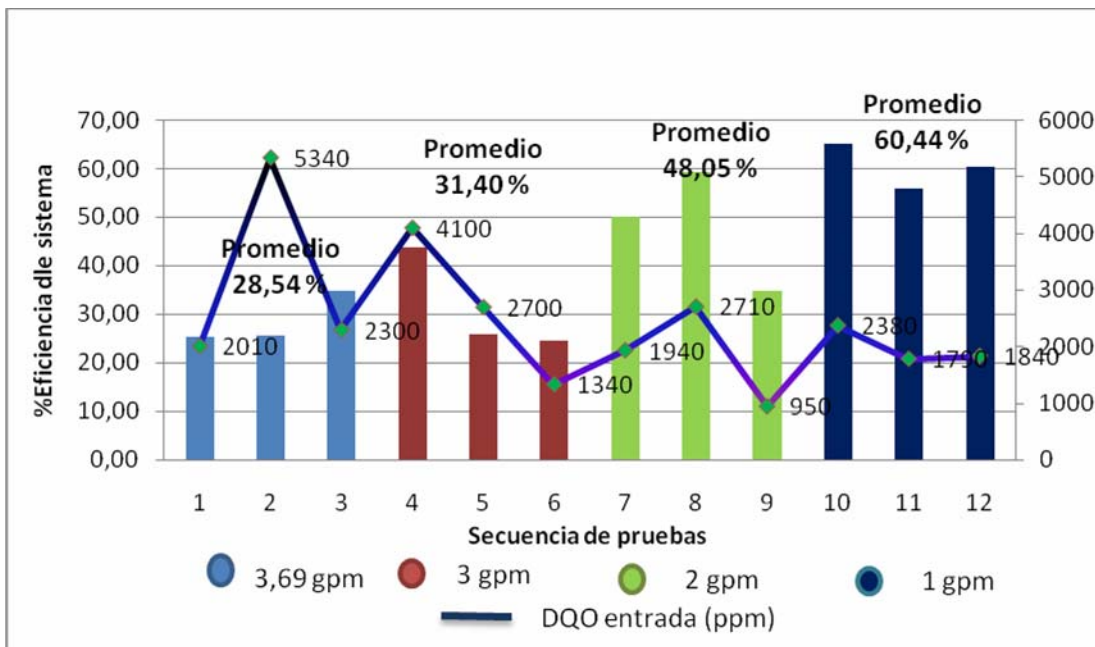


Figura 4.15 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 200 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂ y 2% de recirculación.

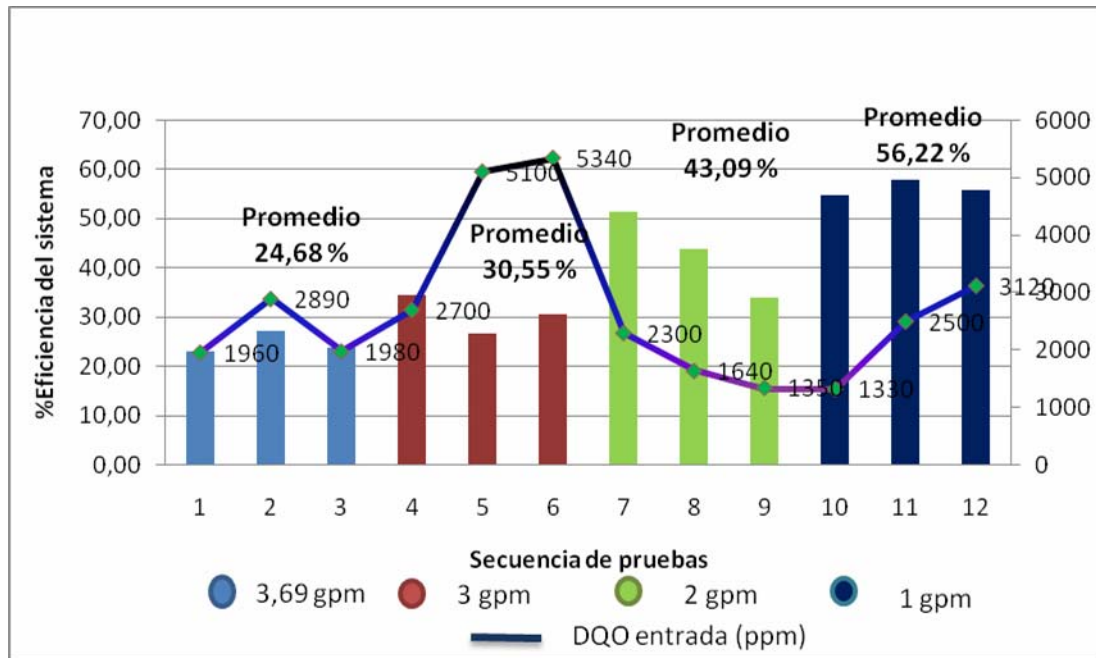


Figura 4.16 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 250 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂ y 2% de recirculación.

Considerando el control de la DQO en la entrada, la oxidación de materia orgánica y la recirculación del flujo desde el fondo, mejoró en todas las figuras la remoción de DQO, el aumento de materia orgánica en la entrada de la planta piloto hace que el efecto de coagulación, floculación y sedimentación fuera más eficiente, en este caso el mayor eficiencia se generó un promedio de 74,45% con caudal de 1 gpm y dosis de 150 ppm, es posible que la planta piloto trabajaría con dosis desde 120 ppm a 150 ppm ya que las figuras demuestran que rangos como estos se obtienen los mejores resultados y que estos dependen de la cantidad de materia orgánica que entra en la planta piloto. No se tomo en cuenta el monitoreo del pH en la entrada y salida ya que ambos no son afectados directamente al haber realizado estos cambios. El inconveniente que presentaba este sistema era que una cantidad de materia orgánica quedaba suspendida en el tanque

ecualizador, consideración que hay que tomar en cuenta si se llegara a tomar como diseño a escala real.

4.3.5 Oxidación en el tanque ecualizador con recirculación, añadiendo un oxidante en el tanque de almacenamiento

Así como dice la propuesta, esta idea surgió de que quizás en el tratamiento cierta cantidad no reaccionaria y por ende este pasaría al tanque de almacenamiento, en muchos procesos se hace esta aplicación y con la adición del hipoclorito sódico que actúa como agente oxidante resultaría efectivo para que todas aquellas sustancias indeseables que vienen disueltas en el agua, fueran oxidadas, al igual que el H_2O_2 el $NaClO$ muestra interferencia con el método estándar de la DQO y que por pruebas de jarras la dosis para evitar tal conflicto fue de 120 ppm.

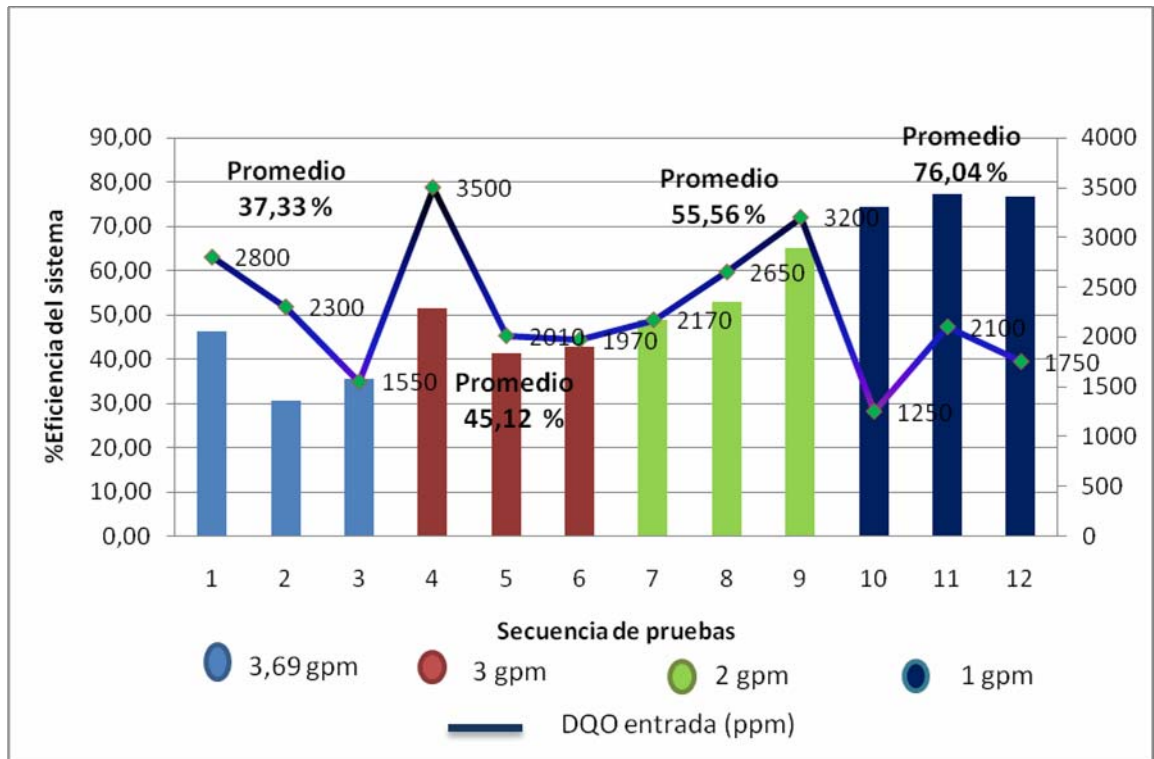


Figura 4.17 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 120 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂, 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.

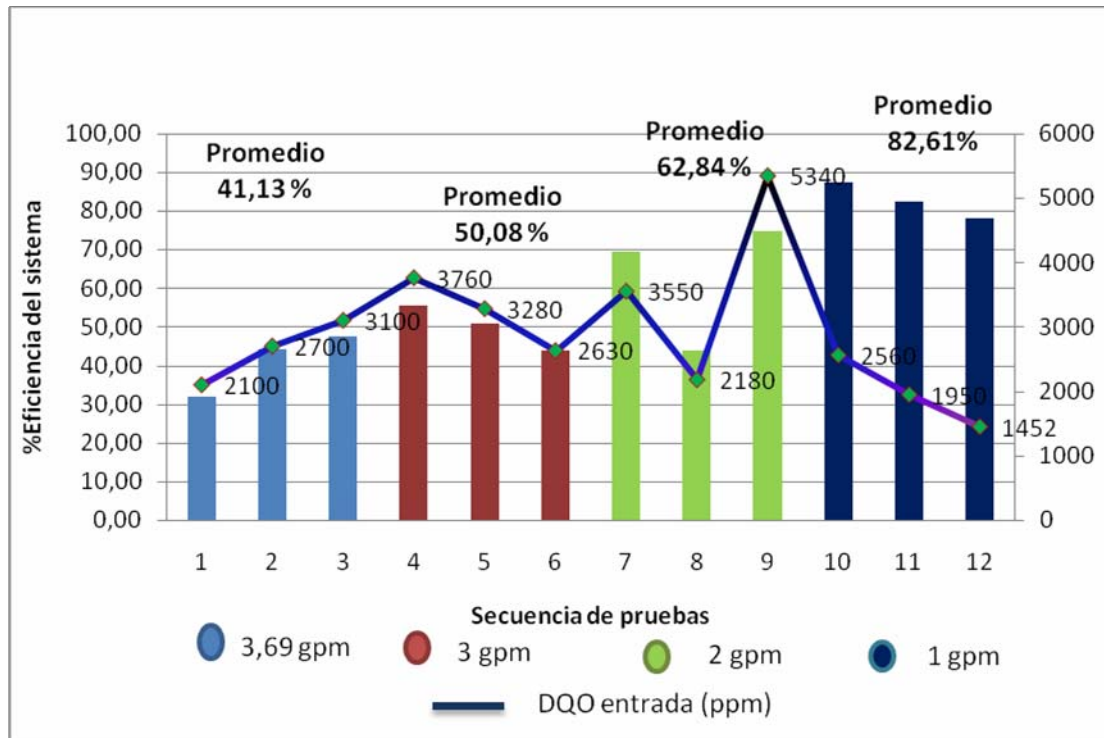


Figura 4.18 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 150 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂, 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.

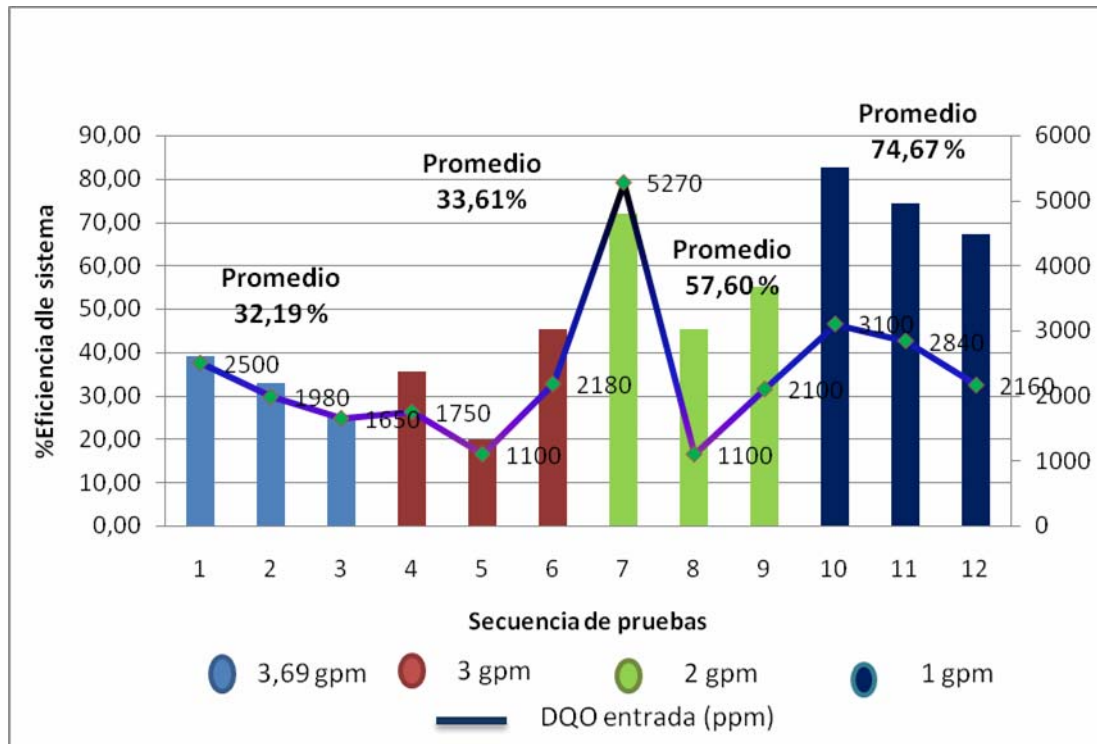


Figura 4.19 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 200 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂, 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.

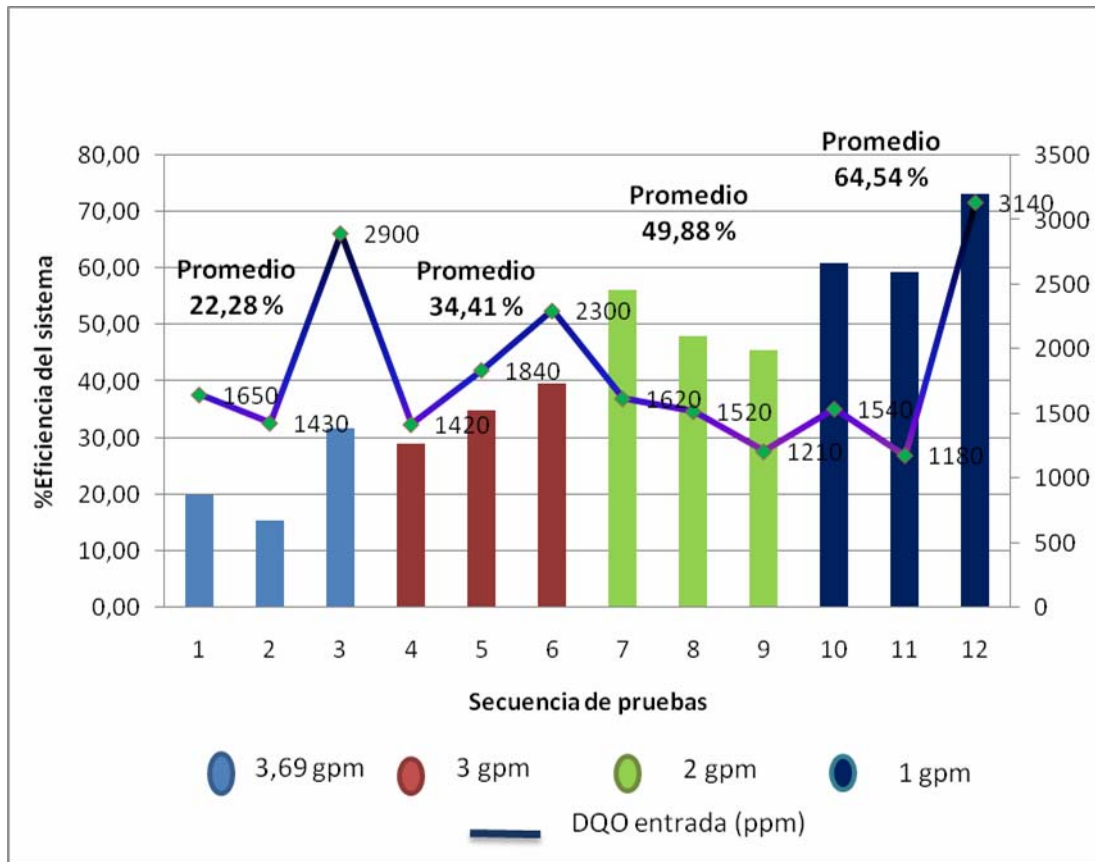


Figura 4.20 Eficiencia de la planta piloto a diferentes caudales, dosis de 250 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂, 2% de recirculación y 120 ppm de NaClO.

En el análisis de las figura 4.17, 4.18, 4.19 y 4.20 se demuestra que la oxidación en el tope del clarificador mejoró el porcentaje de remoción hasta un promedio de 82,61% empleando una dosis de 150 ppm de WT-95 y caudal de 1 gpm, se observa que trabajar con dosis mayores que 150 ppm de WT-95 inicia una disminución de remoción de la DQO.

4.4 Selección de la propuesta más idónea para tratamientos del efluente

4.4.1 Selección de la propuesta más idónea

La tabla 4.6 muestra los resultados obtenidos durante el estudio de la planta piloto, presentando la eficiencia de cada una de las propuestas, así como también la que obtuvo la máxima eficiencia, en función de los resultados la dosis a la cual trabajó mejor la planta piloto fue a 150 ppm con caudal de 1gpm que equivale a 7,32 horas de tiempo de residencia, por tal motivo la figura 4.21 mostrará un resumen de las propuestas a estas condiciones y cuál fue la que mostró mayor porcentaje de remoción.

Tabla 4.6 Selección de la propuesta más idónea

	Propuesta	%Eficiencia					%Máxima eficiencia obtenida	
		Caudal (gpm)	Rango 1	Rango 2	Rango 3	Rango 4		Rango 5
1	Automatización de la planta piloto implementando la relación de ORP versus la DQO	3,69	11,99	-	10,39	3,69	-	Rango 4 con 23,54%
		3	14,57	15,54	19,47	18,26	-	
		2	-	15,38	0,47	19,42	7,74	
		1	16,50	17,62	5,71	23,57	16,36	
2	Instalación de un tanque equalizador	Dosis (ppm)				%Máxima eficiencia obtenida		
		Caudal (gpm)	120	150	200		250	
		3.69	12,55	12,70	9,50	11,32	150ppm de WT-95 con 34,83	
		3	14,09	14,63	9,95	11,79		
		2	14,26	20,59	17,11	13,58		
1	16,70	34,83	17,11	15,88				
3	Oxidación en el tanque equalizador	3.69	20,76	30,54	19,22	16,03	150ppm de WT-95 con 60,32	
		3	23,67	37,38	20,43	20,17		
		2	31,74	49,98	36,37	35,10		
		1	48,27	60,32	52,78	47,07		
4	Oxidación en tanque equalizador con recirculación de lodo	3.69	22,59	37,76	28,54	24,68	150ppm de WT-95 con 74,45	
		3	29,03	41,53	31,40	30,55		
		2	49,39	55,21	48,05	43,09		
		1	66,70	74,45	60,44	56,22		
5	Oxidación en el tanque equalizador con recirculación añadiendo un oxidante en el tanque de almacenamiento	3.69	37,33	41,13	32,19	22,18	150ppm de WT-95 con 82,61	
		3	45,12	50,08	33,61	34,41		
		2	55,56	62,84	57,60	49,88		
		1	76,04	82,61	74,67	64,54		

Como se observa en la figura 4.21 la mejor propuesta fue la de oxidación en el tanque ecualizador, coagulación, recirculación y la oxidación del agua clarificada con una eficiencia de 82,61%.

El resultado obtenido demostró que era necesario la oxidación de la materia orgánica para obtener una composición menos soluble en el agua de entrada para que así, el fenómeno de la coagulación se hiciera más efectivo con el producto químico WT-95, junto a ello la cantidad de materia que presenta la entrada es fundamental para mejorar la eficiencia de la planta piloto, y la oxidación en el tope permite que aquella materia soluble que no fue afectada por el sistema, pudiera ser alterada modificando su estructura química y así ser retenida por los filtros, removiendo más aun la materia orgánica que afectaba la DQO.

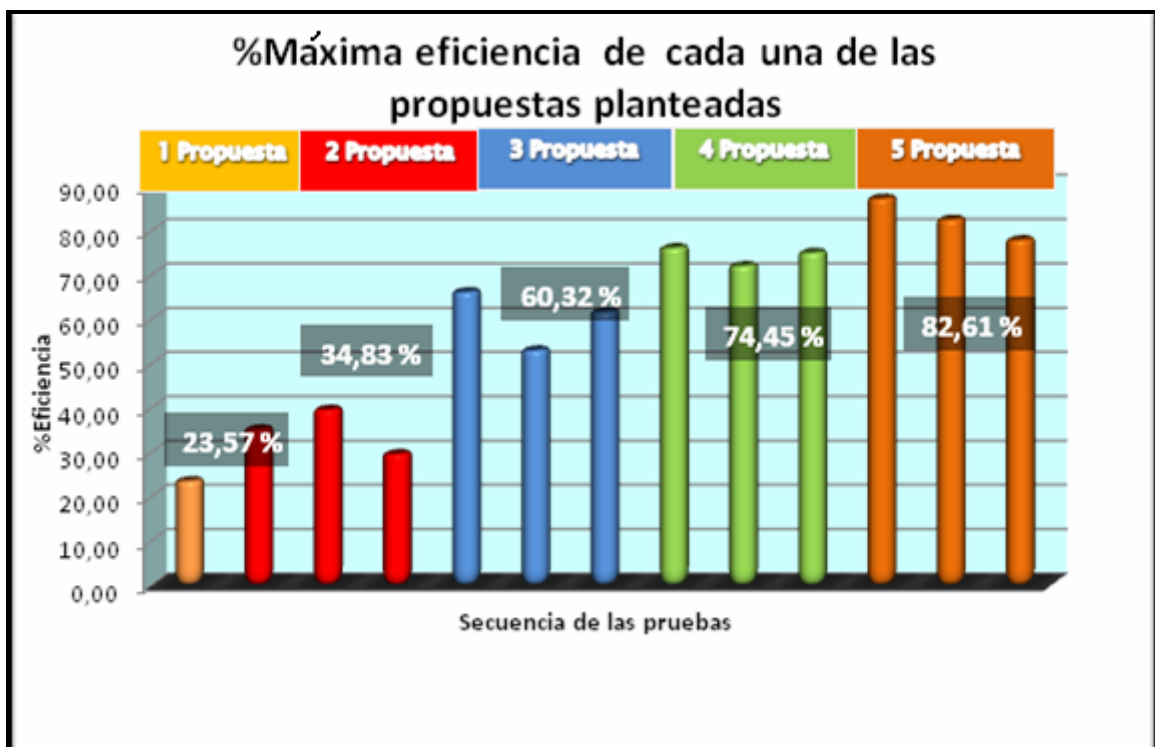
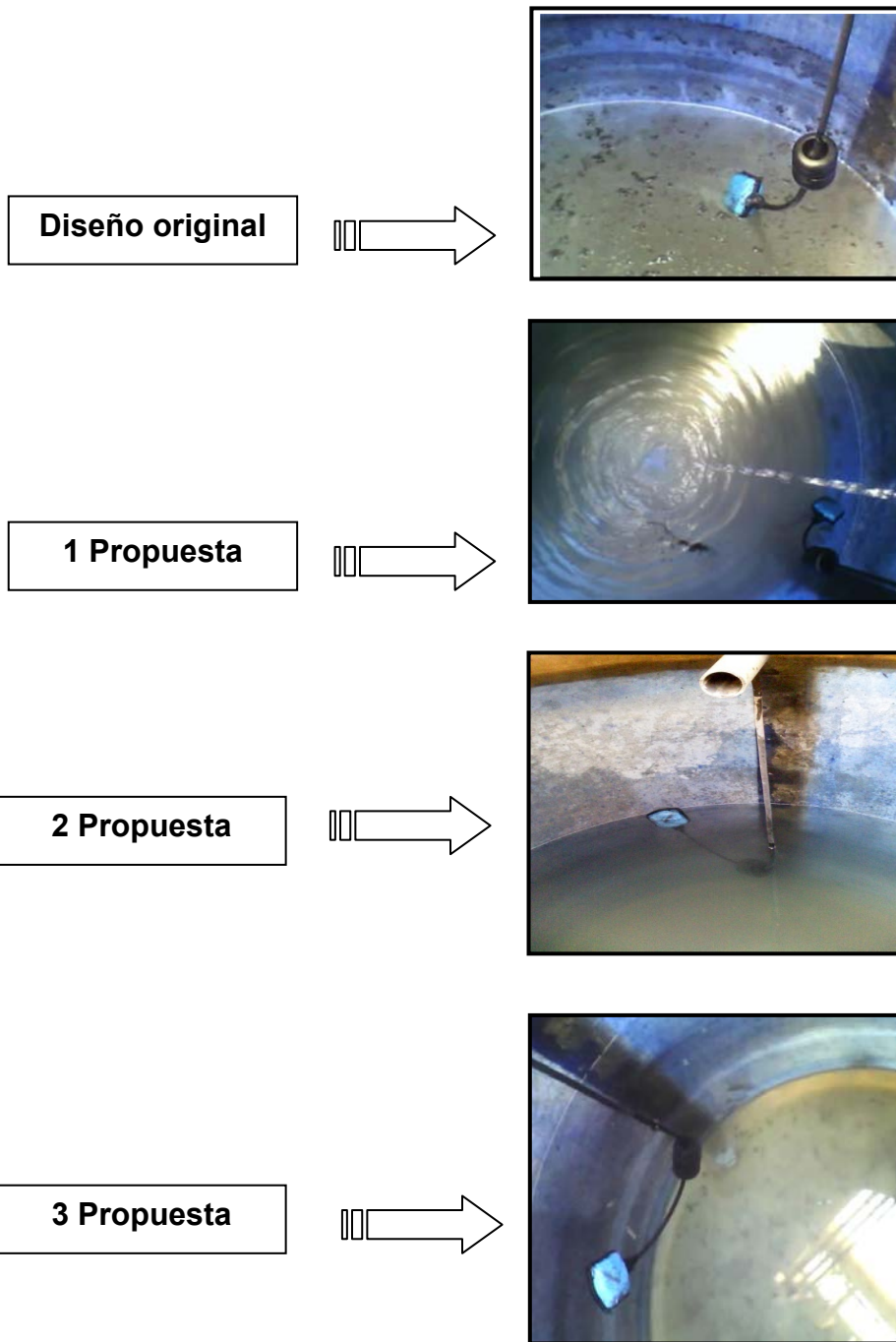
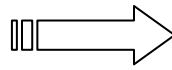


Figura 4.21 Eficiencia de la planta piloto a dosis de 150 ppm y caudal de 1 gpm.

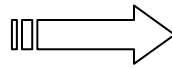
La evolución de la planta piloto desde el diseño planteado originalmente hasta el obtenido finalmente se observan de la siguiente manera:



4 Propuesta



5 Propuesta



4.4.2 Estudio de los filtros

En esta etapa se consideró colocar en funcionamiento los filtros hasta conocer la mejor remoción a que funcionaba la planta piloto para así poder estudiarlas a las condiciones operacionales.

4.4.2.1 Rendimiento del filtro tope del clarificador

La figura 4.22 muestra el tiempo de recorrido del filtro de tope del clarificador, manteniendo un flujo constante de 1gpm, la eficiencia obtenida durante la prueba se mantuvo en aproximadamente 5 % de remoción de la DQO, esto demuestra que el filtro realiza su función correctamente, sin embargo, en cuanto a porcentaje de remoción se considera innecesario mantener un filtro en la salida ya que con sólo el tratamiento propuesto el

porcentaje de remoción se cumplía y por lo tanto esta salida sería llevada directamente a la fosa 4601.

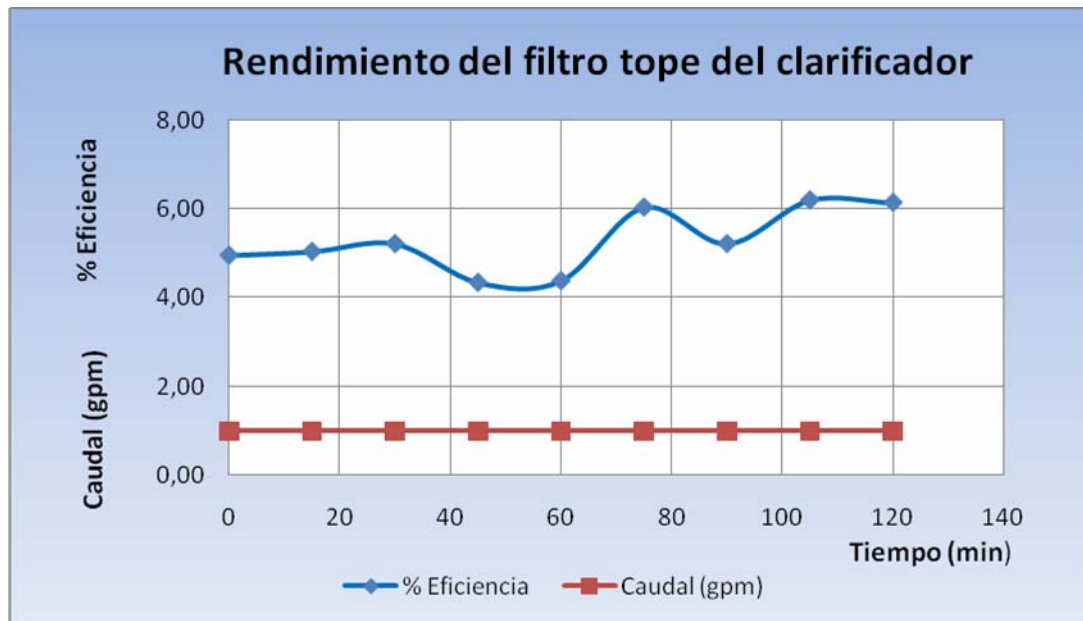


Figura 4.22 Rendimiento del filtro tope del clarificador de la planta piloto.

4.4.2.2 Rendimiento del filtro fondo del clarificador

El rendimiento del filtro fondo del clarificador, se observa en la figura 4.23, es donde se genera mayor cantidad de materia orgánica y era necesario conocer la operatividad de los filtros en cuanto a la remoción de la materia orgánica a desechar, se observa que a medida que el tiempo transcurre, el lodo generado en el proceso es retenido en el filtro, ocasionando que el taponamiento del filtro resulte para un tiempo de 2 horas, obsérvese en la figura 4.24, ya para este tiempo no hay flujo en la salida, su máximo porcentaje de remoción fue de 40% y el funcionamiento de la propuesta elegida, una parte del fondo iba ser recirculada y otra por

medio de purga sería atrapada por el filtro, esta práctica no es recomendada porque el agua que salía del filtro tampoco cumplía con una remoción adecuada para enviarla a la fosa 4601 por lo que se consideró que esta purga necesitará un tratamiento de lodo.

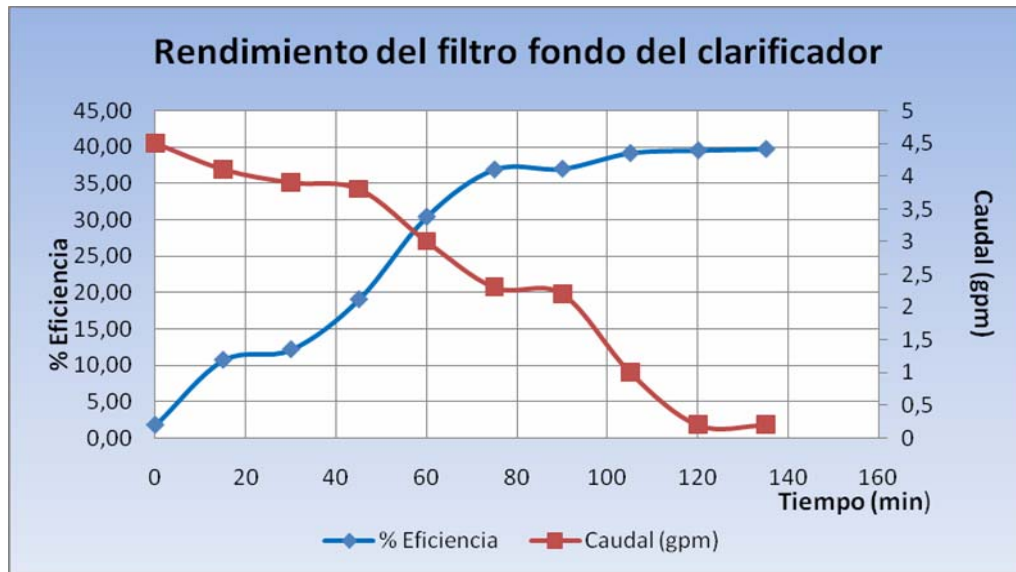


Figura 4.23 Rendimiento del filtro tope del clarificador de la planta piloto.

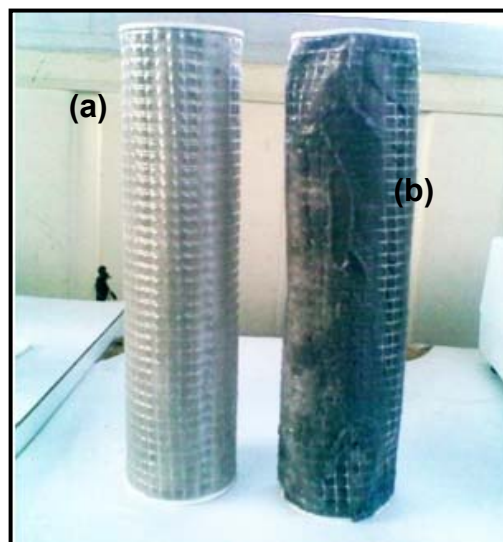


Figura 4.24 Filtro del fondo en la corrida, a los 15 min (a) y a los 135 min (b).

Otras figuras del estudio de los filtros se encontrarán en el anexo D.

4.5 CONCLUSIONES

1. La caracterización de la corriente de entrada del sistema piloto realizado por el laboratorio de Naperville, dio como resultado contenido de compuestos C4-C9, alcoholes, C14-C19 alcanos, aldehídos, entre otros.
2. Las altas variaciones de la concentración de la DQO en la alimentación a la planta piloto inciden directamente en la eficiencia de la planta.
3. El ORP no es una medida directa y proporcional de la DQO en este tipo de agua.
4. La instalación del tanque ecualizador logró estabilizar las perturbaciones de la entrada de la DQO y con solo aplicación de un coagulante se obtuvo un promedio de remoción de 34,83% a 1 gpm y 150 ppm de WT-95.
5. La influencia del H₂O₂ en el sistema piloto mejora el porcentaje de remoción en comparación con la aplicación de solo coagulante.
6. La mejor propuesta que permite un mejor tratamiento de este tipo de agua fue quien mostro una eficiencia promedio de 82,61 %, resultando dosis de 150 ppm de WT-95, 120 ppm de H₂O₂, 2% recirculación y 120 ppm de NaClO.
7. La aplicación de un filtro tope del clarificador no es necesario y un filtro en el fondo del clarificador no cumple con la retención de DQO para enviarla a la fosa 4601.

4.6 RECOMENDACIONES

1. Estudiar la planta piloto a otros porcentajes de recirculación y estudiar el efecto que incide este en el tanque ecualizador y en la eficiencia.

2. Contar con un sistema de control de nivel de lodo, para automatizar la carga generada en el clarificador.
3. Realizar un tratamiento del lodo generado en la prueba ya sea por deshidratación de lodo y secado, implementando una bomba centrífuga, filtro prensa o lecho de secado.
4. Estudiar la disposición final de lodo una vez tratado.
5. Automatizar la planta piloto por medio de una instalación de un sensor de carbón orgánico total (COT) en relación a la dosis de producto.
6. Agregar mayor cantidad de peróxido de hidrógeno para así aumentar la velocidad de sedimentación y a su vez aplicar un secuestrantes de éste, para evitar las interferencias con el método estándar de la DQO.
7. Estudiar la velocidad de sedimentación de los lodos en función del caudal del sistema.
8. Realizar el estudio económico a escala real del diseño de la planta piloto, con la propuesta más eficiente para la remoción de la DQO.

BIBLIOGRAFÍA

- Aguas naturales, industriales y residuales, determinación de la temperatura. Covenin. (2002). Caracas: editorial Fondonorma.
- Arboleda, J. (2000). *Teoría y práctica de la purificación del agua*. (3era edición). Colombia: editorial McGraw-Hill.
- Betz. (2002). *Water and wastewater reference manual*. EE.UU: Betz Water Management Group.
- Cabello, A. (2004). *Evaluación de las unidades de sedimentación y filtración en plantas potabilizadoras de HIDROCARIBE*. Tesis de grado no publicada. Departamento de Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui.
- Geyer, F.; Maskew, F. y Okun, D. (1988). *Ingeniería de las aguas residuales*. España: editorial Limusa, S.A.
- Gregor ,K. (1994). *Oxidative decolonization of textile wastewater with advanced oxidation processes*. EE.UU: Journal of Biotechnology, Vol. 2, pp. 161-193.
- Houtmeyers, J. et.al. (1977). *Hydrogen peroxide as a supplemental oxygen source for activated sludge: microbiological investigations*. European: J. Appl. Microbiol. 4:295-305.
- Lipesa. (1995). *Manual de química básica del agua*. Venezuela.
- Lipesa. (1998). *Tratamiento químico del agua*. Venezuela: editorial Impregraf.
- Metcalf & Eddy. (1995). *Ingeniería de aguas residuales: tratamiento, vertido y reutilización*. (3era edición). España : editorial McGraw – Hill.
- Metodo Hach. (2000). *Manual de análisis de agua*. (2da edición). EE.UU: Hach Company.
- Nalco. (2001). Manual histórico de la empresa. Caracas
- Nalco. (2006). *Manual de tratamiento de aguas residuales*. Venezuela

- Normas para la clasificación y el control de los cuerpos de agua, vertidos y efluentes líquidos. Gaceta Oficial de la República de Venezuela N° 5021, (decreto 883). (19 de diciembre de 1995).
- Olivares, X. (1999). *Evaluación de los procesos de tratamiento químico en la planta potabilizadora José Antonio Anzoátegui, Barcelona, estado Anzoátegui*. Tesis de grado no publicada. Departamento de Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui.
- Peña, L. (2001). *Evaluación técnica y económica del proceso de coagulación y floculación en una planta de potabilización de agua*. Tesis de grado no publicado. Departamento de Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui.
- Perez, J; Castro M. (1991). Programa regional OPS/EHP/CEPIS de mejoramiento de calidad de agua para consumo humano. Mexico
- Pino, M. (2003). *Evaluación de la dosificación de coagulantes y su influencia en las operaciones de coagulación y filtración en plantas de potabilización*. Tesis de grado no publicado. Departamento de Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui.
- Polar, (1999). *Guía de operaciones de tratamiento de aguas*. Venezuela.
- Rodriguez, J. (2005). [Página web en línea]. Disponible en: <http://www.agualatinoamerica.com/docs/pdf/7-8-02bas.pdf>
- Seoanez, M. (2004). *Depuración de las aguas residuales por tecnologías ecológicas*. Guatemala: editorial Mundi-Prensa.
- Sefiltra, (2008). Purificación de fluidos. [Página web en línea]. Disponible en: <http://www.sefiltra.com/filtros-de-cartucho-cartuchos-filtrantes.php>.
- Supermetanol, (1992). *Manual histórico de la empresa*. Jose.
- Vital, J. (2005). *Informe del estudio del sistema de efluentes de la empresa Supermetanol*. Barcelona.
- Wade, L. (1993). *Química Orgánica*. (2da edición). México: editorial prentice-hill hispanoamericana.

Walling, C. (1995). [Página web en línea]. Disponible en: www.fundaciónypf.org.ar/premios/fenton-paper.pdf

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

TÍTULO	EVALUACIÓN DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA REMOCIÓN DE LA DQO DE LA CORRIENTE DE FONDO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN DESTINADA A LA PRODUCCIÓN DE METANOL
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Castillo G., Zoraida del C.	CVLAC: 17.730.710 E MAIL: zoraida177@gmail.com
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Planta piloto

Reducción DQO

Demanda Química de Oxígeno

Planta de Metanol

Nalco

Aguas

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

Para el periodo del 2009-2010 se realizó la instalación de una planta piloto para la reducción de la demanda química de oxígeno (DQO) de los efluentes líquidos provenientes del fondo de la columna de refinación C-4302 del proceso de obtención de metanol, en la empresa Supermetanol. La planta fue diseñada para reducir valores elevados de la DQO >8000 ppm, a una temperatura de 45 °C y dosis de un coagulante catiónico a 0,25 ppm, por medio de un tratamiento primario como es la clarificación y filtración, y la planta removería hasta un 80 % en DQO. En este proyecto se determinó la composición química del agua a tratar y el porqué mediante el tratamiento primario no fue posible alcanzar el porcentaje deseado de remoción en DQO ya que el agua al ser tratada seguía conteniendo cantidades considerables de materia orgánica que alteraba la DQO. Para cumplir con los requerimientos de la empresa de disminuir la DQO se realizaron una serie de propuestas para la remoción de la materia orgánica, sin variar completamente el diseño instalado en campo, resultando más eficiente la combinación de una prueba que implica la oxidación en la entrada con H₂O₂, coagulación, recirculación de lodo y oxidación en el tope con NaClO, obteniéndose resultados altamente satisfactorios, específicamente una remoción de 82,61% para la DQO, para un tiempo de residencia de 7,40 horas y dosis de 150 ppm de coagulante WT-95.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Mundaraín, Milena	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Vital, Jorvic	ROL	CA	AS	TU(X)	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Millán, Maritza	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Cova, Alexis	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Evaluacion..planta.piloto.DQO.doc	Application/ msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H
I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v
w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de ingeniería química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

Castillo G., Zoraida del C

AUTOR

Ing. Milena Mundaraín

TUTOR

Ing. Maritza Millán Silva

JURADO

Ing. Alexis Cova

JURADO

Ing. Jorvic Vital

TUTOR

Ing. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS